



**UNIVERSIDAD CARLOS III DE MADRID**

**ESCUELA POLITÉCNICA SUPERIOR**

**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA TÉRMICA Y DE  
FLUIDOS**

**INGENIERÍA INDUSTRIAL: TECNOLOGÍAS ENERGÉTICAS**

**PROYECTO FIN DE CARRERA**

**SIMULACIÓN EN CÓDIGO MATLAB DE UN REACTOR PARA  
LA GASIFICACIÓN DE BIOMASA EN LECHO FLUIDIZADO  
BURBUJEANTE**

AUTOR: SERGIO TOSINA FERNÁNDEZ

OCTUBRE 2013

TUTOR: AMANCIO MORENO RODRÍGUEZ



Título: SIMULACIÓN EN CÓDIGO MATLAB DE UN REACTOR PARA LA GASIFICACIÓN DE BIOMASA EN LECHO FLUIDIZADO BURBUJEANTE

Autor: SERGIO TOSINA FERNÁNDEZ

Director: AMANCIO MORENO RODRÍGUEZ

## EL TRIBUNAL

Presidente: \_\_\_\_\_

Vocal: \_\_\_\_\_

Secretario: \_\_\_\_\_

Realizado el acto de defensa y lectura del Proyecto Fin de Carrera el día \_\_ de \_\_\_\_\_ de 20\_\_ en Leganés, en la Escuela Politécnica Superior de la Universidad Carlos III de Madrid, acuerda otorgarle la CALIFICACIÓN de

VOCAL

SECRETARIO

PRESIDENTE



## ***Agradecimientos***

*Este estudio no se podría haber terminado sin la ayuda de mis más allegados, aquellos que me soportan día tras día: mi pareja, mi familia, mis amigos, mis compañeros en la universidad y mis colegas en el trabajo. Sin vuestro ánimo, esta tarea hubiera sido inabordable.*

*Quiero y debo agradecer a mi pareja, Amparo, por ser tan comprensiva con mis frustraciones a la hora de acometer este trabajo, por motivarme día a día y por demostrarme que merece la pena luchar por un sueño.*

*No me puedo olvidar de mi familia, de mis padres y mis hermanos. Su cariño y apoyo son básicos en mi vida. Sus consejos y experiencia siempre son un referente en todas mis decisiones.*

*No pueden faltar en este texto, mis profesores, sobre todo, aquellos que siempre quieren echar una mano, tanto mi profesor en la asignatura de Calor y Frío, Amancio Moreno, como mi tutor en el anterior proyecto de ingeniería técnica industrial, Edwin Laniado, muchas gracias por todo. Muchas gracias también a mi tutor, hasta que tuvo que abandonar esta universidad, Alberto: no ha sido fácil, al menos, no como pensábamos en un principio. Este esfuerzo hace que este proyecto, sin duda, tenga más valor.*

*He pasado por varios trabajos y he conocido a gente que me ha marcado para siempre, y para bien. En estos momentos de crisis económica y moral, quiero recordar a los que me dieron alguna oportunidad: mis agradecimientos a la oficina de Logística de la universidad Carlos III de Leganés, a M<sup>a</sup> Jesús, Rosa, Gustavo, José Ángel, Tomás, Susana...*

# RESUMEN

Este proyecto simula un reactor unidimensional para la gasificación de biomasa supuesto en régimen estacionario, isotérmico y adiabático, con un esquema simplificado de reacciones, en el que se recogen la teoría hidrodinámica de las “Dos Fases” y distintas correlaciones y parámetros que proceden de ensayos y simulaciones de los últimos cincuenta años, aproximadamente.

En los primeros capítulos del proyecto se sientan las bases y conceptos relacionados con la biomasa para una mejor comprensión del lector. En el capítulo 3.1.1 se detalla su origen y tipo y porqué es una alternativa de producción de energía renovable. En los apartados 3.1.2 y 3.1.3 se comentan aspectos influyentes en el uso del combustible. Orientando el estudio a los reactores de lecho fluidizado, el apartado 3.2.2 describe las ventajas e inconvenientes de la aplicación de lechos fluidizados.

En el capítulo 3.2, dedicado al fenómeno de la fluidización, y en el apartado 3.3, dedicado a la gasificación, se repasan todos los parámetros a tener en cuenta en el diseño del reactor y las diferentes alternativas para la selección de la tecnología de gasificación más apropiada.

El estudio del proceso de gasificación se ha realizado a partir de un análisis unidimensional (1-D). El análisis del proceso de gasificación bajo un método 1-D se basa en el equilibrio químico y termodinámico, que relaciona variables de entrada y salida, con el objeto de predecir la composición final del gas de síntesis. En el capítulo 4 se explica el desarrollo del método de cálculo para el modelo simplificado unidimensional, homogéneo y estacionario que simulará el código elaborado en Matlab®, desde la entrada de aire y biomasa, en la base del reactor, hasta la salida del gas de síntesis, en la coordenada máxima del eje del reactor estudiado.

**Palabras clave:** biomasa, fluidización, gasificación, reactor, lecho fluidizado, Matlab.

# ÍNDICE GENERAL

<b>RESUMEN .....</b>	<b>3</b>
<b>1. MOTIVACIÓN .....</b>	<b>5</b>
<b>2. OBJETIVOS .....</b>	<b>5</b>
<b>3. INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>6</b>
3.1. Biomasa .....	6
3.1.1. Descripción técnica .....	6
3.1.2. Ventajas de la utilización de la biomasa.....	8
3.1.3. Barreras para el uso de la biomasa y para el proceso de gasificación.....	9
3.1.4. Características de la biomasa.....	10
3.2. Conceptos de fluidización .....	12
3.2.1. El fenómeno de fluidización .....	12
3.2.2. Ventajas e inconvenientes en el uso de lechos fluidizados .....	15
3.2.3. Parámetros que definen el estado de fluidización del lecho.....	17
3.2.4. Lechos rellenos.....	30
3.2.5. Teoría de las de las Dos Fases .....	30
3.3. Conceptos de gasificación.....	33
3.3.1. El fenómeno de gasificación.....	33
3.3.4. Tecnologías principales de gasificación.....	47
3.3.5. Agentes gasificantes.....	59
3.3.6. Elección del tipo de proceso de gasificación .....	60
<b>4. MODELO COMPUTACIONAL.....</b>	<b>65</b>
4.1. Modelos dimensionales .....	65
4.2. Hipótesis del modelo .....	65
4.2.1. Hipótesis referentes a las condiciones de presión y temperatura del reactor .	66
4.2.2. Hipótesis referentes a la química de reacción.....	66

## Índice de contenidos

---

4.2.3.	<i>Hipótesis referentes al balance de materia</i>	67
4.2.4.	<i>Hipótesis para el comportamiento hidrodinámico</i>	67
4.2.5.	<i>Hipótesis asumidas en un lecho fluidizado</i>	68
4.3.	Motor de la simulación	69
4.4.	Algoritmo de cálculo	71
4.5.	Discretización del reactor	71
5.	<b>RESULTADOS OBTENIDOS</b>	72
5.1.	Ensayo inicial	72
5.2.	Análisis de sensibilidad	78
5.2.1.	<i>Efecto de la temperatura</i>	78
5.2.2.	<i>Efecto del Equivalence Ratio</i>	81
5.2.3.	<i>Efecto del Estado de Fluidización</i>	83
5.2.4.	<i>Estudio de la variación de la velocidad de reacción para R8</i>	88
5.2.5.	<i>Análisis variando el parámetro <math>\varphi</math> en la velocidad de una burbuja</i>	90
6.	<b>CONCLUSIONES</b>	92
7.	<b>CUESTIONES A PROFUNDIZAR</b>	96
8.	<b>REFERENCIAS</b>	97
9.	<b>ANEXOS</b>	100
9.1.	Glosario de términos	100
9.2.	Diagrama de flujo: esquema del código de la simulación	104
9.3.	Implementación del código en Matlab	105



# ÍNDICE DE ECUACIONES

Ecuación 3. 1 .....	18
Ecuación 3. 2 .....	18
Ecuación 3. 3 .....	18
Ecuación 3. 4 .....	19
Ecuación 3. 5 .....	19
Ecuación 3. 6 .....	20
Ecuación 3. 7 .....	20
Ecuación 3. 8 .....	21
Ecuación 3. 9 .....	22
Ecuación 3. 10 .....	22
Ecuación 3. 11 .....	23
Ecuación 3. 12 .....	23
Ecuación 3. 13 .....	23
Ecuación 3. 14 .....	24
Ecuación 3. 15 .....	24
Ecuación 3. 16 .....	24
Ecuación 3. 17 .....	25
Ecuación 3. 18 .....	25
Ecuación 3. 19 .....	25
Ecuación 3. 20 .....	26
Ecuación 3. 21 .....	26
Ecuación 3. 22 .....	26
Ecuación 3. 23 .....	26
Ecuación 3. 24 .....	26
Ecuación 3. 25 .....	27
Ecuación 3. 26 .....	27
Ecuación 3. 27 .....	27
Ecuación 3. 28 .....	28
Ecuación 3. 29 .....	28
Ecuación 3. 30 .....	28
Ecuación 3. 31 .....	29
Ecuación 3. 32 .....	29
Ecuación 3. 33 .....	29
Ecuación 3. 34 .....	31
Ecuación 3. 35 .....	31
Ecuación 3. 36 .....	32
Ecuación 3. 37 .....	32

## Índice de contenidos

---

Ecuación 3. 38 .....	32
Ecuación 3. 39 .....	38
Ecuación 3. 40 .....	38
Ecuación 3. 41 .....	39
Ecuación 3. 42 .....	39
Ecuación 3. 43 .....	39
Ecuación 3. 44 .....	39
Ecuación 3. 45 .....	40
Ecuación 3. 46 .....	40
Ecuación 3. 47 .....	40
Ecuación 3. 48 .....	41
Ecuación 3. 49 .....	41
Ecuación 3. 50 .....	41
Ecuación 3. 51 .....	41
Ecuación 3. 52 .....	41
Ecuación 3. 53 .....	42
Ecuación 3. 54 .....	42
Ecuación 3. 55 .....	42
Ecuación 3. 56 .....	43
Ecuación 3. 57 .....	43
Ecuación 3. 58 .....	43
Ecuación 3. 59 .....	43
Ecuación 3. 60 .....	43
Ecuación 3. 61 .....	44
Ecuación 3. 62 .....	44
Ecuación 3. 63 .....	44
Ecuación 3. 64 .....	44
Ecuación 3. 65 .....	44
Ecuación 3. 66 .....	45
Ecuación 3. 67 .....	45
Ecuación 3. 68 .....	45
Ecuación 3. 69 .....	45
Ecuación 3. 70 .....	45
Ecuación 3. 71 .....	46
Ecuación 3. 72 .....	46
Ecuación 3. 73 .....	47
Ecuación 3. 74 .....	47
 Ecuación 4. 1 .....	 69
 Ecuación 5. 1 .....	 78
Ecuación 5. 2 .....	80

# ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

<b>Ilustración 1.</b> Algunos ejemplos de biomasa procedente de la industria forestal y agrícola (pellets y astillas); forestal o agrícola (leña); agrícola (grano de cereales, huesos de aceituna, cáscaras y orujillo). Imagen cedida del IDAE, en su informe de 2007 para a gasificación de la biomasa. ....	7
<b>Ilustración 2.</b> Etapas de un lecho fluidizado en un reactor [7]. ....	13
<b>Ilustración 3.</b> Gráfico de valores típicos de porosidad según esfericidad de partícula para tres tipos de relleno [7]. ....	20
<b>Ilustración 4.</b> Aplicaciones en las que resulta útil el proceso de gasificación [5]. ....	34
<b>Ilustración 5.</b> Gráfica mostrando la variación en composición en base molar de las distintas especies y del char, a la salida del reactor, al aumentar la fracción másica de materia volátil de biomasa. ....	46
<b>Ilustración 6.</b> Esquema de un gasificador tipo “ <i>updraft</i> ” o de contracorriente. <i>www.uhu.es, Inerco, ingeniería, tecnología y consultoría. Tecnología de gasificación de biomasa.</i> ....	49
<b>Ilustración 7.</b> Esquema de un gasificador con topología “ <i>downdraft</i> ” o de corrientes paralelas. <i>www.uhu.es, Inerco, ingeniería, tecnología y consultoría. Tecnología de gasificación de biomasa.</i> ....	51
<b>Ilustración 8.</b> Esquema de un gasificador con topología “ <i>crossdraft</i> ” o de tiro cruzado. <i>www.uhu.es, Inerco, ingeniería, tecnología y consultoría. Tecnología de gasificación de biomasa.</i> .....	53
<b>Ilustración 9.</b> Gasificador de lecho fluidizado burbujeante. Elaboración propia basada en las descripciones del D. Prabir Basu [3]......	55
<b>Ilustración 10.</b> Gasificador de lecho fluidizado circulante [10]......	56
<b>Ilustración 11.</b> Gasificador de lecho fluidizado con topología “ <i>twin-bed</i> ”. Imagen extraída de la web <i>www.uhu.es, Inerco, ingeniería, tecnología y consultoría. Tecnología de gasificación de biomasa.</i> ....	57

<b>Ilustración 12.</b> Esquema de funcionamiento de un gasificador de lecho fluidizado con topología "twin-bed". Elaboración propia.....	58
<b>Ilustración 13.</b> Ejemplo de lecho de chorro ( <i>spouted bed</i> ). Imagen extraída de <a href="http://www.itm.dp.ua/ENG/StructureInstitute/12.html">http://www.itm.dp.ua/ENG/StructureInstitute/12.html</a> .....	59
<b>Ilustración 14.</b> Coeficiente de reactividad del <i>char</i> , según la ecuación 4.46, para un diámetro de reactor seleccionado igual a 1 metro.....	73
<b>Ilustración 15.</b> Gráfica de flujos molares por especie volátil en la fase emulsión a lo largo de la altura del reactor. ....	74
<b>Ilustración 16.</b> Gráfica de flujos molares por especie volátil en la fase burbuja a lo largo de la altura del reactor. ....	75
<b>Ilustración 17.</b> Gráfica que representa el cambio de composición, en porcentaje, de las especies volátiles en el conjunto de las dos fases. ....	76
<b>Ilustración 18.</b> Error en el balance de materia del sistema donde no se han incluido las reacciones. El error absoluto mayor es $2.7 \times 10^{-14}\%$ . ....	77
<b>Ilustración 19.</b> Error en el balance de materia del sistema donde también se han incluido las reacciones. El error absoluto mayor es $1.4 \times 10^{-3}\%$ .....	77
<b>Ilustración 20.</b> Relación entre el poder calorífico inferior del gas obtenido, en $\text{MJ/Nm}^3$ , y la temperatura de operación en el reactor, en $^{\circ}\text{C}$ . Para un <i>equivalence ratio</i> igual a 0.25, estado de fluidización de 2, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5. ....	78
<b>Ilustración 21.</b> Porcentaje de composición de las distintas especies en base molar en función de la temperatura de operación en el reactor, en $^{\circ}\text{C}$ . Para un <i>equivalence ratio</i> igual a 0.25, estado de fluidización de 2, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.....	79
<b>Ilustración 22.</b> Gráfica mostrando la dependencia de la conversión del <i>char</i> con la temperatura en el reactor. Para un <i>equivalence ratio</i> igual a 0.25, estado de fluidización de 2, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.....	80

- Ilustración 23.** Gráfica que representa la evolución del Poder Calorífico Inferior (PCI) del gas de síntesis obtenido a la salida del reactor al variar el *Equivalence Ratio*. Para una temperatura en el reactor de 1000 K, estado de fluidización (EF) de 2, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5..... 81
- Ilustración 24.** Gráfica que representa la variación en la composición en base molar de las distintas especies estudiadas a medida que se incrementa el ER. Para una temperatura en el reactor de 1000 K, estado de fluidización (EF) de 2, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5..... 82
- Ilustración 25.** Gráfica de la evolución del poder calorífico inferior del gas de síntesis obtenido a la salida del reactor cuando se cambian las condiciones de fluidización en el lecho del reactor. Para una temperatura en el reactor de 1000 K, *equivalence ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5..... 84
- Ilustración 26.** Gráfica que muestra el cambio en la composición con base molar de las distintas especies analizadas cuando se varía el estado de fluidización en el lecho del reactor. Para una temperatura en el reactor de 1000 K, *equivalence ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5..... 85
- Ilustración 27.** Gráfica de la evolución del poder calorífico inferior del gas de síntesis obtenido a la salida del reactor cuando se incrementa la temperatura en el reactor. Para un estado de fluidización (EF) de 1.4, *equivalence ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5. .... 86
- Ilustración 28.** Gráfica que muestra el cambio en la composición con base molar de las distintas especies analizadas cuando se varía la temperatura en el reactor. Para un estado de fluidización (EF) de 1.4, *equivalence ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5..... 87
- Ilustración 29.** Gráfica de la composición con base molar de las distintas especies analizadas cuando se incrementa la velocidad de la reacción 8 en fase burbuja. Para una temperatura en el reactor de 1000 °C, un estado de fluidización (EF) de 2, *equivalence ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5..... 88
- Ilustración 30.** Representación de la evolución del Poder Calorífico Inferior del gas de síntesis obtenido a la salida del reactor cuando se incrementa la velocidad de la reacción 8 en la fase emulsión. Para una temperatura en el reactor de 1000 °C, un estado de fluidización (EF) de 2, *equivalence ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5..... 89

- Ilustración 31.** Gráfica de la composición con base molar de las distintas especies analizadas cuando se incrementa la velocidad de la reacción 8 en la fase emulsión. Para una temperatura en el reactor de 1000 °C, un estado de fluidización (EF) de 2, *equivalence ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5. .... 89
- Ilustración 32.** Gráfica de la evolución del poder calorífico inferior del gas de síntesis obtenido a la salida del reactor cuando se incrementa el parámetro  $\phi$ . Para una temperatura en el reactor de 1000 °C, un estado de fluidización (EF) de 2, *equivalence ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5. .... 90
- Ilustración 33.** Gráfica que muestra el cambio en la composición con base molar de las distintas especies analizadas cuando se incrementa el parámetro  $\phi$ . Para una temperatura en el reactor de 1000 °C, un estado de fluidización (EF) de 2, *equivalence ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5. .... 91

# ÍNDICE DE TABLAS

<b>Tabla 1.</b> Cálculo de coeficientes para el equilibrado de la reacción de la expresión 3.29. .	28
<b>Tabla 2.</b> Factores $A_j$ y energías de activación para las reacciones gas-sólido dados por Wang y Kinoshita (1993) [27].	40
<b>Tabla 3.</b> Tabla termoquímica modelo Nasa para el cálculo de la energía libre de Gibbs de las distintas especies, extraída de <a href="http://www.me.berkeley.edu/gri_mech/version30/files30/thermo30.dat">http://www.me.berkeley.edu/gri_mech/version30/files30/thermo30.dat</a> .	42
<b>Tabla 4.</b> Tarifas y primas para instalaciones de la categoría b), grupos b.6, b.7 y b.8: biomasa y biogás, según lo establecido en el artículo 41 del Real Decreto 661/2007 del 25 de mayo.	64
<b>Tabla 5.</b> Tarifas y primas para instalaciones de la categoría c): residuos, según lo establecido en el artículo 42 del Real Decreto 661/2007 del 25 de mayo.	64
<b>Tabla 6.</b> Características de los distintos métodos de resolución para los sistemas de ecuaciones diferenciales ordinarias. Adaptada del manual de Matlab.	70
<b>Tabla 7.</b> Comparación de resultados entre los ensayos de Yan, Avdesh[10] y este proyecto.	94

# 1. MOTIVACIÓN

La situación energética y medioambiental mundial hace que la generación de energía mediante sistemas basados en energías renovables adquiera cada vez una mayor relevancia, siendo ésta una oportunidad de cambiar en gran medida el modelo energético actual. Estos sistemas tienen una doble ventaja: por un lado, posibilitan la diversificación energética, reduciendo la dependencia energética del petróleo y de sus derivados y, por otro, se disminuyen las emisiones globales netas de CO<sub>2</sub>.

En la gasificación de biomasa se encuentra una alternativa energética renovable de futuro, por ello, merece ser explicada y entendida para conocer sus posibilidades reales en la actualidad y sus aplicaciones en un futuro no muy lejano.

# 2. OBJETIVOS

Con este proyecto se quiere poner en práctica los conocimientos de programación obtenidos en código Matlab ® y profundizar en materia de fluidización y gasificación de biomasa a partir de la bibliografía consultada.

Se pretende diseñar, analizar y evaluar un modelo de reactor para la gasificación de biomasa basado en un esquema simple de reacciones químicas, con funcionamiento en régimen estacionario, con condición isotérmica y sin intercambio de calor con el exterior, determinando si es un modelo válido para simular inicialmente futuras instalaciones experimentales.

La gran barrera que encuentra la tecnología de gasificación proviene de la incertidumbre producida por el desconocimiento que tiene parte de la sociedad. Esta tecnología, aunque no nueva, no puede competir con la ya bien conocida combustión. Este trabajo acerca esta



alternativa de producción energética sostenible y renovable a la sociedad, y se presenta como una verdadera oportunidad para reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> y aumentar la eficiencia energética en el presente más inmediato.

## 3. INTRODUCCIÓN

### 3.1. Biomasa

#### 3.1.1. Descripción técnica

Entre las energías renovables destaca el uso de productos obtenidos a partir de materia orgánica para producir energía. Estos productos componen lo que se denomina “biomasa”, un concepto que abarca un gran conjunto de materiales de diversos orígenes y con características muy diferentes.

Dentro de la biomasa se engloba toda la materia orgánica susceptible de ser aprovechada para la producción de energía. Esto implica que los recursos de biomasa provengan de fuentes muy diversas y heterogéneas.

En esta definición se incluyen, por ejemplo, residuos forestales, cultivos agrícolas con fines energéticos, residuos de podas de jardines, residuos de industrias agroforestales, combustibles líquidos derivados de productos agrícolas, residuos de origen animal o humano, etc. De acuerdo a la procedencia de la biomasa vegetal, se pueden establecer los siguientes subsectores:

- **Forestal:** es la biomasa generada en tratamientos y aprovechamientos de las masas vegetales. Está vinculada directamente con el sector forestal y sus actividades en los montes.
- **Agrícola:** La biomasa agrícola se produce en las labores de cultivos agrícolas, leñosos y herbáceos, tanto en las labores de poda de árboles como en la cosecha en las actividades de recogida de productos finales. Algunos ejemplos son: cáscaras, plantas, pepitas, piel, poda, etc.

- **Industrial forestal y agrícola:** la biomasa se obtiene a partir de los productos, subproductos y residuos generados en las actividades industriales forestales y agrícolas. En este apartado también se incluye la biomasa procedente de madera recuperada. Algunos ejemplos son: aserrín, astillas, pellets, lodos, lejías negras, aceites, etc.
- **Cultivos energéticos:** la biomasa procede de cultivos y/o aprovechamientos (árbol completo) de especies vegetales destinadas específicamente a la producción para uso energético. Son menos rentables que los cultivos alimentarios. Dentro de este apartado se encuentran:
  - *Cultivos herbáceos:* tradicionales (caña de azúcar, maíz, girasol, sorgo dulce, patata, patata, remolacha, etc.) o específicos (cardo, caña de Provenza, miscanthus,...).
  - *Cultivos forestales:* sauces, eucaliptos, chopos, robinia, ailanto, chumbera.
  - *Otros cultivos:* ricino, jojoba, algas...



**Ilustración 1.** Algunos ejemplos de biomasa procedente de la industria forestal y agrícola (pellets y astillas); forestal o agrícola (leña); agrícola (grano de cereales, huesos de aceituna, cáscaras y orujillo). Imagen cedida del IDAE, en su informe de 2007 para a gasificación de la biomasa.

Además, desde las Asociación Española de Normalización y Certificación (AENOR) se define la biomasa como:

*Todo material de origen biológico excluyendo a aquellos que han sido englobados en formaciones geológicas sufriendo un proceso de mineralización.*

Atendiendo a este concepto, la biomasa es materia con origen animal y vegetal reciente que fija la energía solar por fotosíntesis. Por tanto, si se preserva la masa vegetal, es una alternativa de producción energética renovable y el impacto, desde el punto de vista de

emisiones de CO<sub>2</sub>, es nulo, si no se tienen en cuenta las emisiones derivadas de su transporte y distribución.

El carbón, el petróleo y el gas no responden a la definición de biomasa porque su formación y composición data de hace miles de años, no resultando comparable con lo que se denomina “balance neutro de biomasa” en las emisiones de dióxido de carbono.

### ***3.1.2. Ventajas de la utilización de la biomasa***

El uso de la biomasa como recurso energético supone muchas ventajas medioambientales:

- El paso de un fenómeno de combustión a un proceso de gasificación permite reducir las emisiones de azufre, entre otros metales pesados, y de partículas a la atmósfera, a la vez que se aumenta la vida útil de los equipos.
- Con la gasificación, se disminuye la temperatura de reacción, reduciendo las emisiones de sustancias contaminantes como CO, HC y NO<sub>x</sub>.
- Usando como combustible la biomasa de origen vegetal se tiene como ventaja el denominado ciclo neutro de CO<sub>2</sub>, sin contribución al efecto invernadero.
- Con la biomasa en aplicaciones domésticas, se obtiene la reducción de los riesgos de escape de gases tóxicos y combustibles en las casas.
- La prevención de incendios forestales y de plagas de insectos.
- El aprovechamiento de residuos agrícolas, evitando su quema en el terreno y su vertido sin control.
- La posibilidad de la utilización de tierras de barbecho con cultivos energéticos.
- La independencia de las fluctuaciones de los precios de los combustibles provenientes del exterior, ya que no son combustibles importados, puesto que se trata de combustibles autóctonos.
- La revalorización del residuo derivado de su uso para biomasa. Donde antes las empresas pagaban por la retirada de ciertos residuos, ahora las mismas perciben ingresos por el mismo motivo.

- La mejora socioeconómica de las áreas rurales, repercutiendo en la creación de puestos de empleo.

Además, el aprovechamiento de la biomasa a escala mundial bastaría para satisfacer todo el consumo energético, preservando la biodiversidad. En España podría sustituir completamente al carbón, a la generación nuclear y a parte de las importaciones de petróleo. De todos modos, con tecnologías actuales y sin empleo de recursos muy costosos, se podría satisfacer un 40 % del consumo mundial.

### ***3.1.3. Barreras para el uso de la biomasa y para el proceso de gasificación***

Las barreras técnicas, económicas y sociales parecen inabordables, actualmente, para el aprovechamiento de la biomasa en la sustitución de combustibles fósiles. Aunque, sin ser el desarrollo de esta tecnología relativamente alto, constituye un gran aporte dentro del ámbito energético en lo que se refiere a las energías renovables, excluyendo a la energía de origen hidráulico en este apartado.

Quizá, el principal problema en el uso de la biomasa se encuentre en su recogida, transporte y almacenamiento, todos ellos procesos que encarecen su uso. La materia prima para ser aprovechada como biomasa tiene una baja densidad energética, lo que significa que ocupa mucho volumen y, por lo tanto, ofrece problemas en su transporte y almacenamiento. Los residuos que se utilizarán para fines energéticos deben ser tratados y acondicionados para su posterior uso como materia prima en un reactor de gasificación. También el gas obtenido como combustible para otras aplicaciones debe ser tratado para no causar perjuicio en la mayoría de motores y calderas de combustión. De hecho, el coste de producción energética proveniente de la biomasa es mayor que para el caso de la energía con origen en combustibles fósiles.

En el caso de que se usase la biomasa en procesos de combustión para obtener energía, se obtendría un menor rendimiento energético en comparación con los combustibles fósiles. También existen barreras para el uso de la gasificación como medio alternativo a la combustión. Aunque el paso de un fenómeno de combustión a gasificación implica la

reducción de los metales pesados evaporados en la atmósfera, a la vez que se aumenta la vida útil de los equipos y se disminuye la temperatura de reacción, y con ello las emisiones de NO<sub>x</sub> a la atmósfera, desde el punto de vista social, la gasificación es menos atractiva que la combustión, tecnológicamente más conocida y dominada.

La mayor parte de la producción de biomasa tiene un carácter estacional, lo que la hace dependiente de la época y lugar donde se localice la producción. Tampoco se debe olvidar que el uso de cultivos para su aprovechamiento energético, que antes fueron usados con fines alimentarios, puede provocar un aumento de precio de los alimentos derivados de estos cultivos.

Por otro lado, es necesario resolver los problemas técnicos derivados de las cenizas, como son los atascamientos y las cenizas volantes. En los últimos años, se ha experimentado con cañones de plasma para resolver este inconveniente en reactores de biomasa con origen en residuos sólidos urbanos.

### ***3.1.4. Características de la biomasa***

Las tecnologías comerciales actuales permiten procesar prácticamente todo tipo de combustibles con origen biomásico, aunque se deben cumplir una serie de condicionantes para conseguir un eficiente funcionamiento en el sistema aprovechando toda la biomasa disponible.

La biomasa utilizada en el reactor debe tener una densidad mínima de 200 a 250 kg/m<sup>3</sup>, puesto que densidades menores provocarían problemas en el manejo de la biomasa en los conductos verticales. Además, con densidades menores se dificultaría la gasificación en lecho fluidizado, ya que la biomasa sería arrastrada por el gas de síntesis (*syngas*), ocasionando una pérdida de eficiencia y disponibilidad.

Por otro lado, el tamaño de las partículas de biomasa debe ser homogéneo y estable en el tiempo, siendo, además, lo suficientemente pequeño como para conseguir que las reacciones se desarrollen a una velocidad adecuada y en un volumen razonablemente

pequeño. Un tamaño de partícula pequeño permite aumentar la calidad del *syngas*, aumentar el tiempo de residencia para la rotura de las fracciones más pesadas y condensables (alquitranes), o bien para reducir el tamaño del reactor. No obstante, como ya se ha mencionado, un tamaño demasiado pequeño podría hacer que la biomasa se atascara en los conductos o que fuera arrastrada junto con las cenizas volátiles al exterior del reactor antes de tiempo. Generalmente, el diámetro de partícula no debe ser inferior a 2 ó 3 milímetros. Diámetros inferiores a 2 mm provocan elevadas pérdidas de carga en gasificadores de lecho fijo de corrientes paralelas, disminuyendo la cantidad de aire disponible en la zona de oxidación, reduciendo la calidad del gas de síntesis obtenido, incrementando el contenido de alquitranes en el gas [15].

En cuanto a la humedad de la materia a gasificar, valores del 10 al 15% son los más adecuados. Secar más la biomasa presenta dos inconvenientes: a medida que se seca más el proceso resulta más costoso en términos energéticos y económicos; en segundo lugar, una biomasa secada más allá de su punto de equilibrio recupera la humedad al entrar con el aire ambiente. Generalmente, la humedad facilita la formación de hidrógeno, sin embargo reduce la eficiencia térmica.

Un análisis elemental de la biomasa permite conocer la cantidad de aire u oxígeno que es necesario introducir como primera aproximación. Un análisis inmediato de la biomasa proporciona información sobre la cantidad de carbono fijo, volátiles, humedad y cenizas. Estos datos son importantes a la hora de seleccionar la tecnología de gasificación y el tiempo de residencia en el reactor, para reducir al máximo los inquemados carbonosos (*char*), es decir, agotar al máximo el poder calorífico inferior de la biomasa.

Conociendo el poder calorífico del combustible se obtiene una idea aproximada del poder calorífico del gas de síntesis. El poder calorífico se puede calcular a partir del análisis elemental.

Además, es importante que el volumen de cenizas entrantes (fracción mineral mezclada o adherida al combustible) sea lo más reducido posible, puesto que las cenizas absorben calor, ensucian los filtros, erosionan los conductos e, incluso, pueden llegar a ocasionar sinterizaciones.

### 3.2. Conceptos de fluidización

#### 3.2.1. *El fenómeno de fluidización*

La fluidización se define como la operación a través de la cual sólidos, inicialmente en reposo, son transformados a un estado con comportamiento de líquido como consecuencia del paso de una corriente ascendente de un fluido, gas o líquido, a su través tras alcanzar una velocidad bajo unas condiciones de mínima fluidización [3].

Kunii D. y Levenspiel O. [7] clasifican el comportamiento de un lecho dependiendo del caudal de fluido introducido y del tamaño de las partículas del lecho, como se muestra en la siguiente ilustración:

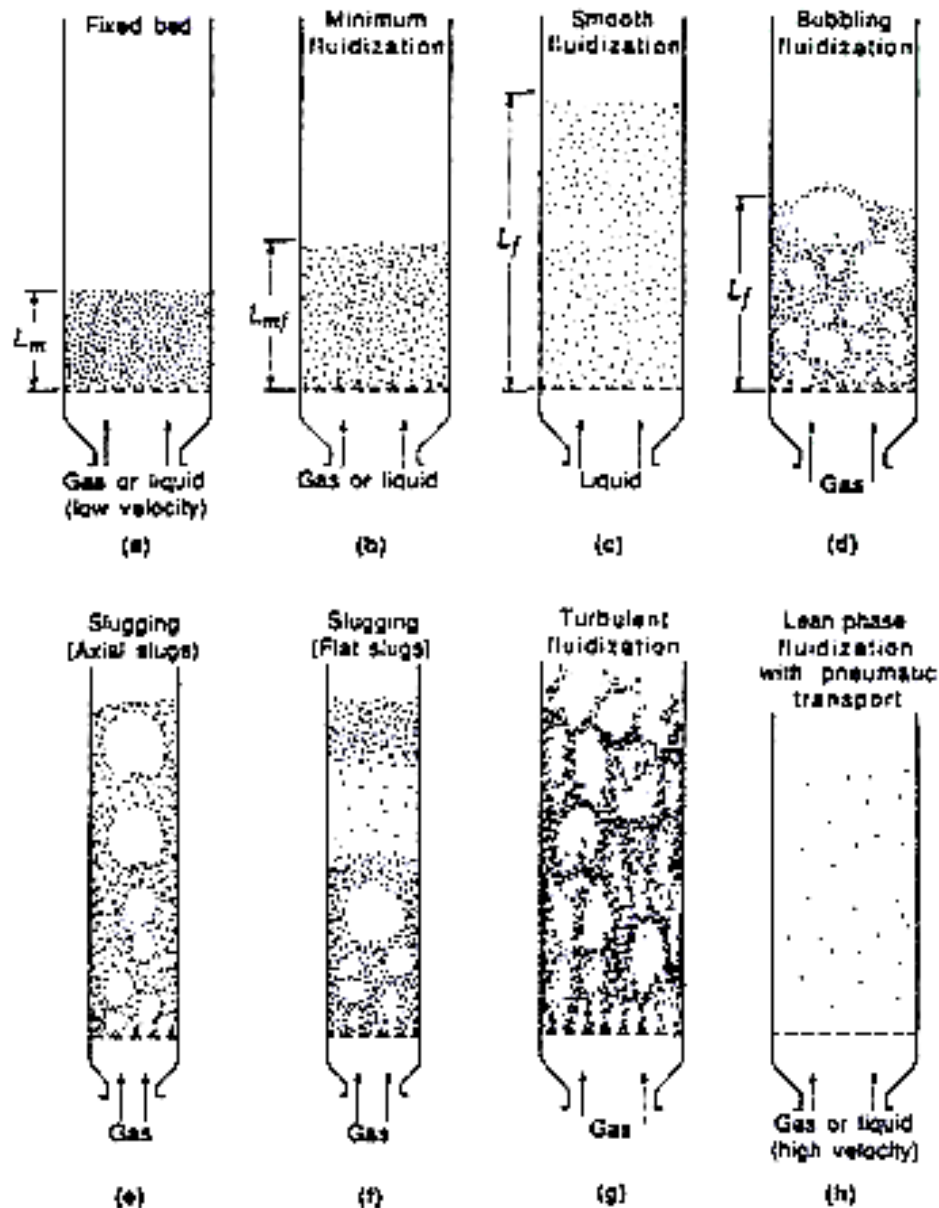


Ilustración 2. Etapas de un lecho fluidizado en un reactor [7].

Si se introduce un pequeño caudal de fluido, éste se filtra a través de los huecos del lecho, sin causar apenas un cambio en el estado del movimiento de las partículas del lecho. Esta situación describe el comportamiento de un lecho fijo (figura 3.2.a).

Con el aumento en el caudal de fluido a través del lecho, se logra un incremento en el movimiento y en la vibración de las partículas en el lecho, provocando la expansión del lecho. Con el aumento progresivo del caudal se llega a un estado de mínima fluidización



(figura 3.2.b) en el que las fuerzas de fricción entre las partículas sólidas y fluidas se igualan al peso de las partículas del lecho.

Una vez alcanzada la velocidad de mínima fluidización, si se sigue aumentando el caudal de fluido se pueden dar dos comportamientos asociados al tipo de fluido utilizado:

- En condiciones normales de operación, un aumento de caudal de fluido aplicado a sistemas líquido-sólido provoca una expansión progresiva del lecho, denominado lecho fluidizado “homogéneo”, “particulado” o “no burbujeante” (figura 3.2.c).
- En los sistemas gas-sólido se produce un exceso de gas alimentado sobre el estado de mínima fluidización, dando lugar a la formación de burbujas y canalizaciones. En estas condiciones corresponden a las de fluidización burbujeante (figura 3.2.d). Las ventajas de este estado se encuentran en que las burbujas producen un aumento en la superficie de contacto, y de reacción, entre el agente gasificante y las partículas del lecho, favoreciendo de esta manera las reacciones químicas que tengan lugar en él.

Con el incremento del caudal de gas en un lecho burbujeante, las burbujas crecen con la altura del reactor, produciendo su coalescencia y formando pisos de lecho a lo largo de la zona de reacción, estado que se denomina “*slugging*”. En este contexto, si las partículas de lecho son finas, éstas descienden lentamente por la cara interna del reactor, rodeando la zona de crecimiento de las burbujas (figura 3.2.e). En el caso de que las partículas fueran gruesas, la zona superior al burbujeo se desplaza en forma de flujo pistón hacia arriba, hasta que, llegada una cierta altura de reactor, el piso desaparece, creándose otro piso en la zona superior al burbujeo, repitiéndose la secuencia (figura 3.2.f).

Para caudales mayores de gas, existe una velocidad a partir de la cual las partículas son arrastradas, provocando turbulencias en el movimiento del lecho (figura 3.2.g). A velocidades superiores del gas, las partículas sólidas del lecho se desplazan junto con las del gas al exterior del reactor (figura 3.2.h).

Para sistemas que operan en regímenes de fluidización altamente inestables (fases turbulentas y con transporte neumático), precisan de la utilización de ciclones que atrapen las partículas arrastradas y las devuelvan al lecho. Si el arrastre fuese moderado, bastaría con la incorporación de un ciclón interior en el gasificador. Para arrastres mayores se precisan ciclones de mayor tamaño, instalados en el exterior del gasificador.

### ***3.2.2. Ventajas e inconvenientes en el uso de lechos fluidizados***

Cuando se usan reactores de lecho fluidizado se tienen ventajas y problemas derivados de su uso. Las ventajas de utilizar reactores de lecho fluidizado se enumeran a continuación [7]:

- El continuo flujo de partículas permite un funcionamiento automático y de fácil manejo.
- La mezcla rápida de sólidos hace que se pueda aproximar las condiciones de temperatura en todo el reactor a unas condiciones isotérmicas, haciendo que se pueda controlar de forma simple y fiable.
- Todo el reactor, que se encuentra lleno de partículas de sólido bien mezcladas, tiene una gran inercia térmica, la cual puede resistir los cambios bruscos de temperatura, respondiendo lentamente a los cambios de condiciones de funcionamiento, dando un amplio margen de seguridad, evitando problemas derivados de la transferencia de calor por las reacciones altamente exotérmicas.
- La circulación de sólidos entre dos lechos fluidizados hace que sea posible eliminar (o añadir) grandes cantidades de calor producido (o necesario) en los grandes reactores.

- Los reactores de lecho fluidizado son convenientes cuando se requieren operaciones a gran escala.
- Las velocidades de transferencia de calor y de masa entre el gas, que actúa como agente gasificante, y las partículas de sólido son altas si se comparan con otros modos de contacto.
- La tasa de transferencia de calor entre un lecho fluidizado y un objeto sumergido es alta; por lo tanto, los intercambiadores de calor dentro de lechos fluidizados requieren, relativamente, pequeñas áreas de superficie.

Los inconvenientes de utilizar reactores de lecho fluidizado se exponen a continuación [7]:

- Los lechos fluidizados burbujeantes son realmente complejos. En los lechos burbujeantes de partículas pequeñas, la dificultad para describir el flujo de gas representa ineficiencias de contacto del tipo gas-sólido. Esto es especialmente grave cuando se requiere una alta conversión del reactante gaseoso o se persigue una gran eficiencia de alguna reacción intermedia.
- La mezcla rápida de sólidos en el lecho conduce a tiempos no uniformes de residencia de los sólidos en el reactor. Para un continuo tratamiento de sólidos, este hecho da como resultado un producto no uniforme y de bajo rendimiento, especialmente cuando se trabaja con altos niveles de conversión. Para reacciones catalíticas, el movimiento de partículas porosas, las cuales constantemente capturan y liberan moléculas de reactantes, contribuyen al retromezclado de reactante gaseoso, reduciendo, de este modo, la productividad y el rendimiento del gas de síntesis.
- Partículas sólidas volátiles se pulverizan, otras son arrastradas por la corriente al exterior del reactor, debiendo ser reemplazadas por otras.

- La erosión tanto en las tuberías como en el propio tanque del reactor debido a la abrasión por el paso de las partículas de sólido ha de tenerse en cuenta.
- Para las operaciones no catalíticas a alta temperatura, la aglomeración y sinterización de las partículas finas pueden requerir una reducción de la temperatura de las operaciones, reduciendo, de este modo, la velocidad de reacción considerablemente.

### 3.2.3. *Parámetros que definen el estado de fluidización del lecho*

En el proceso de fluidización es fundamental conocer las características de las partículas que conforman el lecho, las particularidades del gas a inyectar, la geometría del reactor y las condiciones, como la presión y la temperatura, del lecho. Las siguientes magnitudes sirven para responder a las cuestiones que han de ser resueltas y sirven como punto de partida y de control para la definición y simulación del modelo de reactor:

- ***Temperatura dentro del reactor:*** es la temperatura a la cual se producen las reacciones en el interior del reactor. Debido al régimen burbujeante de la simulación, se ha considerado una temperatura uniforme para todo el reactor [7]. Para desarrollar un modelo homogéneo unidimensional en estado estacionario se considera que las temperaturas del lecho y del gas son iguales. La temperatura influye en las propiedades termodinámicas (densidad y viscosidad) del gas que actúa como agente gasificante. Un aumento en la temperatura supondría un descenso en el valor de la densidad y un incremento en la viscosidad del gas.
- ***Esfericidad de una partícula,  $\phi$ :*** es una de las propiedades del lecho y sirve para caracterizar la forma de las partículas no esféricas y/o irregulares y aproximar su geometría a la de una esfera, con el objeto de aproximar sus diámetros respectivos a un diámetro medio y, así, facilitar los cálculos. Se define según la expresión 3.1 [6] y [7]:

**Ecuación 3. 1**

$$\Phi = \left[ \frac{\text{Superficie de una esfera}}{\text{Superficie de una partícula}} \right]_{\text{igual volumen}}$$

- **Tamaño de partículas,  $d_p$ :** si la partícula es esférica se usa su propio diámetro. Es un valor medio para todas las partículas que conforman el lecho. Para partículas no esféricas se recurre a la expresión 3.2 [6] y [7]:

**Ecuación 3. 2**

$$d_p = \Phi \cdot d_{\text{esf}}$$

Donde  $d_{\text{esf}}$  es el diámetro equivalente de la esfera que tiene el mismo volumen que la partícula y  $\Phi$  es la esfericidad de la partícula, ya definida en la ecuación 3.1.

En el caso de que se disponga de una distribución de tamaños de partículas, se tendría que definir un tamaño de partículas promedio. Esta definición se debe hacer en relación a la superficie de partícula, puesto que es esta superficie la que produce la resistencia de rozamiento al paso del flujo. De esta manera, el diámetro de partícula medio sería el tamaño único de partículas que tendría la misma área superficial total que la mezcla de tamaños en cuestión, como muestra la ecuación 3.3 [7]:

**Ecuación 3. 3**

$$\overline{d_p} = \frac{1}{\sum_i \left( \frac{\chi_i}{d_{p_i}} \right)}$$

Donde  $\chi_i$  y  $d_{p_i}$  son la fracción másica y el tamaño de partícula en un intervalo de tamaños, respectivamente. Con el mismo fin, también se puede calcular el diámetro de partículas promedio experimentalmente, dependiendo de la magnitud del tamaño de las partículas. Para diámetros superiores a 5 milímetros se puede realizar una medición directa a través de un micrómetro o un calibre digital. Si el diámetro oscila entre los 0.4 y los 5 milímetros, se puede recurrir al tamizado de las partículas. Finalmente, si el tamaño es inferior a 0.4 milímetros se deben utilizar sistemas electrónicos.

Yang [15] estudió el efecto del tamaño de partícula de biomasa, utilizando cubos de biomasa de cuatro tamaños diferentes (5, 10, 20 y 35 mm), en el proceso de combustión, tanto en un planteamiento experimental como teórico, considerando que el lecho está dividido en tres zonas: zona gaseosa, zona de interacción sólido gas y lecho sólido (partículas no isotérmicas), lo que implica que, si se produce un cambio en el tamaño de las partículas, varía la distribución de temperatura en el interior del lecho sólido, con las consiguientes variaciones en las tasas de secado y de pirolisis.

- **Porosidad del lecho o fracción de huecos,  $\varepsilon$ :** es la tercera propiedad del lecho y se define como la relación existente entre el volumen de huecos del lecho y el volumen total del mismo (contabilizando huecos y sólidos).

La porosidad del lecho cuando comienza la fluidización recibe el nombre de porosidad a mínima fluidización y se representa con  $\varepsilon_{mf}$ . Esta porosidad depende de la forma y el tamaño de las partículas. Para partículas esféricas, suele tomar valores entre 0,4 y 0,45, aumentando ligeramente al disminuir el tamaño de las partículas. En ausencia de datos para materiales específicos, se pueden adoptar las expresiones empíricas sugeridas por Wen y Yu para estimar su valor:

**Ecuación 3. 4**

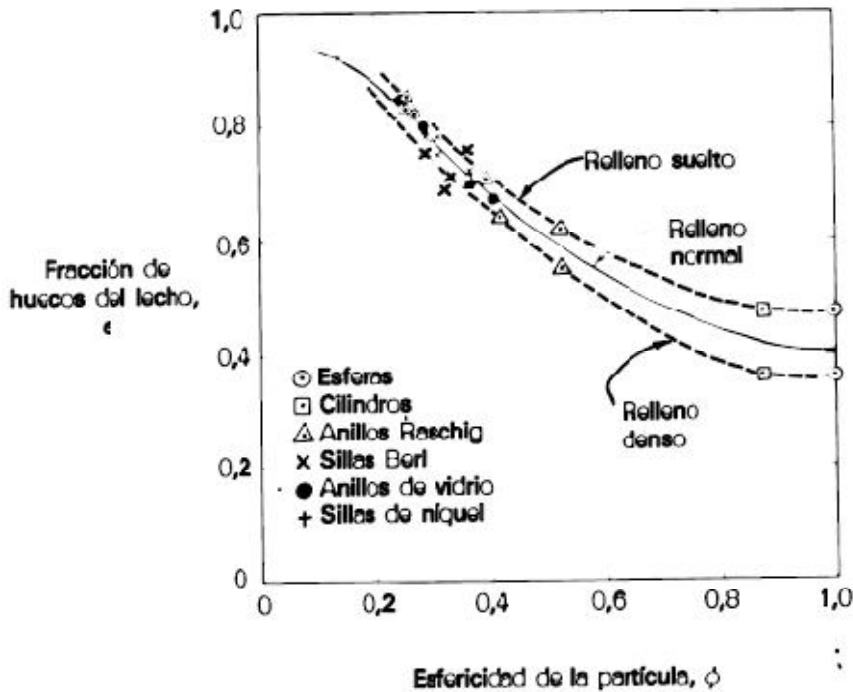
$$\frac{1}{\Phi \cdot \varepsilon_{mf}^3} \cong 14;$$

**Ecuación 3. 5**

$$\frac{1-\varepsilon_{mf}}{\Phi \cdot \varepsilon_{mf}^3} \cong 11;$$

Donde  $\Phi$  es la esfericidad de las partículas y  $\varepsilon_{mf}$  es la porosidad a mínima fluidización.

Estando la porosidad del lecho y el parámetro de esfericidad relacionados (ecuaciones 3.4 y 3.5), la ilustración 3.3 muestra los datos típicos de porosidad del lecho para tres tipos de lechos. En la gráfica se observa que la porosidad disminuye a medida que la esfericidad aumenta.



**Ilustración 3.** Gráfico de valores típicos de porosidad según esfericidad de partícula para tres tipos de relleno [7].

No obstante, cuando las partículas sólidas del lecho presenten diámetros entre 50 y 500  $\mu\text{m}$  se puede utilizar la expresión de la ecuación 3.6 [7]:

**Ecuación 3. 6**

$$\epsilon_{mf} = 1 - 0.356 \cdot (\log d_p - 1)$$

Donde  $d_p$  es el tamaño de partícula, en  $\mu\text{m}$ .

- **Caída de presión en el lecho en condiciones de mínima fluidización,  $\Delta P_{mf}$ :** este parámetro sirve para explicar cómo se produce el fenómeno de fluidización. En un lecho de partículas con flujo ascendente, la circulación de un gas o un líquido a baja velocidad no produce el movimiento de las partículas. El fluido circula por los huecos del lecho perdiendo presión. Esta caída de presión en un lecho estacionario de sólidos viene dada por la ecuación 3.7 [18]:

**Ecuación 3. 7**

$$\Delta P_{mf} = (1 - \epsilon_{mf}) \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g \cdot H_{mf}$$

Donde el subíndice “mf” se refiere a las condiciones a mínima fluidización;  $\varepsilon$  es la porosidad del lecho;  $\rho_p$  y  $\rho_f$  indican las densidades de partícula y del fluido, en  $\text{kg/m}^3$ , respectivamente;  $g$  es la aceleración de la gravedad, en  $\text{m/s}^2$  y  $H_{mf}$  es la altura del lecho en el reactor en condiciones de mínima fluidización.

Si se aumenta progresivamente la velocidad del fluido, aumenta la caída de presión y el rozamiento sobre las partículas individuales. Se alcanza, entonces, un punto en el que las partículas no permanecen por más tiempo estacionarias, es decir, “fluidizan” por la acción del líquido o el gas.

De esta ecuación también se desprende que la porosidad local está dada por el gradiente de presión [18].

- **Velocidad mínima de fluidización,  $u_{mf}$ :** los regímenes de fluidización, explicados anteriormente, dependen del caudal, o de la velocidad, del gas inyectado. Para alcanzar el estado de fluidización se necesita una velocidad de mínima fluidización. Si se quiere alcanzar un estado de fluidización burbujeante se debe superar esta velocidad. Según Kunii [7], para alcanzar el estado de fluidización se necesita que la velocidad superficial del gas sea mayor que la velocidad mínima de fluidización. En cambio, Wen Yang propone limitar superiormente la velocidad del gas, estableciendo como condición que el diámetro de burbuja ha de ser menor que 0.66 veces el diámetro del reactor; traducido a velocidades, es que la velocidad superficial del gas debe ser menor que 6 veces la velocidad de mínima fluidización. Para definir la velocidad de mínima fluidización del gas se ha optado por seguir el modelo de Ergun y Orning [2], calculando antes el número de Reynolds:

- **Número de Reynolds de partícula en condiciones de mínima fluidización,  $Re$ :** el número de Reynolds de partícula en condiciones de mínima fluidización se calcula según la ecuación 3.8, [2] y [7]:

Ecuación 3. 8

$$Re_{\text{minimafluidizacion}} = ((33,7^2 + 0,0408 \cdot Ar)^{0,5}) - 33,7$$



Donde  $Ar$  es el número de Arquímedes que se calcula con la ecuación 3.9 [25]:

**Ecuación 3. 9**

$$Ar = (d_p^3) \cdot \rho_f \cdot g \cdot \frac{(\rho_p - \rho_f)}{\mu_f^2}$$

Donde  $d_p$  es el tamaño de las partículas, en metros;  $\rho_p$  y  $\rho_f$  indican las densidades de partícula y del fluido, en  $\text{kg/m}^3$ , respectivamente;  $g$  es la aceleración de la gravedad, en  $\text{m/s}^2$  y  $\mu_f$  es la viscosidad dinámica del fluido, en este caso aire, en  $\text{kg/m.s}$ . La ecuación 3.10 es la expresión resultante para el cálculo de la velocidad mínima de fluidización siguiendo el modelo de Ergun y Orning [2]:

**Ecuación 3. 10**

$$u_{mf} = \frac{Re_{\text{mínima fluidización}} \cdot \mu_f}{\rho_f \cdot d_p}$$

Donde  $Re$  es el número de Reynolds a mínima fluidización;  $\mu_f$  es la viscosidad dinámica del fluido inyectado, en  $\text{kg/m.s}$ ;  $\rho_f$  indica las densidades del fluido, en  $\text{kg/m}^3$  y  $d_p$  es el tamaño de las partículas del lecho, en metros.

- **Estado de fluidización,  $EF$ :** se define como el cociente entre la velocidad superficial del gas y la velocidad de mínima fluidización. El estado de fluidización, junto con el tamaño de partícula, define los distintos estados de fluidización comentados anteriormente en este mismo apartado. Según Yan [12], Kunii [7] y Yang, para alcanzar el estado de formación de burbujas basta con superar el valor de la velocidad de mínima fluidización. Yang acota este valor, proponiendo que la velocidad superficial del gas ha de ser inferior a seis veces la velocidad de mínima fluidización. Generalmente, se dispone de un único gasificador, por lo que modificando el estado de fluidización se puede eliminar la influencia de las dimensiones de éste. Este cociente puede adoptar valores comprendidos entre 2 y 6.

- **Velocidad superficial del gas,  $u_0$ :** esta velocidad depende del estado de fluidización del lecho y de la velocidad en condiciones de mínima fluidización del gas. Se define según la ecuación 3.11:

**Ecuación 3. 11**

$$u_0 = EF \cdot u_{mf}$$

Donde EF representa el estado de fluidización que puede oscilar entre 2 y 6 y  $u_{mf}$  es la velocidad del gas inyectado en condiciones de mínima fluidización, en m/s.

- **Factor de expansión del lecho,  $Fbe$ :** tras el comienzo del fenómeno de fluidización, el lecho se expande y alcanza mayor altura en el reactor. Para calcular este parámetro se utilizan las ecuaciones 3.12 y 3.13 [2], para valores de diámetro en la base del lecho menores y mayores a 0.0635 metros, respectivamente:

**Ecuación 3. 12**

$$Fbe = 1 + \frac{(1.032 \cdot (u_0 - u_{mf})^{0.57} \cdot \rho_{gas}^{0.083})}{\rho_p^{0.166} \cdot u_{mf}^{0.063} \cdot D_t^{0.445}}$$

**Ecuación 3. 13**

$$Fbe = 1 + \frac{14.31 \cdot (u_0 - u_{mf})^{0.738} \cdot d_p^{1.006} \cdot \rho_p^{0.376}}{\rho_g^{0.126} \cdot u_{mf}^{0.537}}$$

Donde  $u_0$  es la velocidad superficial del gas, en m/s;  $u_{mf}$  es la velocidad mínima de fluidización, en m/s;  $\rho_{gas}$  es la densidad del gas que actúa como agente gasificante, en kg/m<sup>3</sup>;  $\rho_p$  es la densidad de las partículas que componen la biomasa, en kg/m<sup>3</sup>;  $D_t$  es el diámetro en la base del lecho, en metros. En este trabajo se utiliza la ecuación 3.13, ya que en todas las simulaciones se considera el diámetro en la base del lecho mayor a 0.0635 metros.

El grado de expansión del lecho depende del tamaño de partícula del material del lecho (ecuaciones 3.12 y 3.13). Cuando el tamaño de partícula es pequeño el resultado son elevadas expansiones del lecho. Pero las diferencias empiezan a ser mayores a elevadas velocidades [18].

- **Altura del lecho a mínima fluidización,  $H$ :** se obtiene a partir del diámetro del reactor y de un coeficiente de belleza, o esbeltez, definido como el cociente entre la altura y el diámetro del reactor, según la expresión 3.14:

Ecuación 3. 14

$$H = D_{\text{reactor}} \cdot \text{rel}_{H/D}$$

Donde  $D_{\text{reactor}}$  es el diámetro del reactor, en metros y  $\text{rel}_{H/D}$  es la relación de belleza del reactor. El tiempo de residencia de las reacciones que tienen lugar dentro del reactor depende de la geometría del propio reactor y del caudal de gas que se inyecte. A través de la esbeltez, o relación de belleza, se tiene control sobre la geometría del reactor.

- **Altura del lecho tras la expansión,  $H_{\text{exp}}$ :** se define como el producto de la altura del lecho a mínima fluidización por el factor de expansión del lecho, como muestra la ecuación 3.15:

Ecuación 3. 15

$$H_{\text{exp}} = H \cdot F_{\text{be}}$$

- **Diámetro de burbuja inicial formada en la superficie del distribuidor,  $db_0$ :** este diámetro se define según la ecuación 3.16 [2]:

Ecuación 3. 16

$$db_0 = 1.38 \cdot g^{-0.2} \cdot \left[ \frac{A_r \cdot (u_0 - u_{mf})}{N_d} \right]^{0.4}$$

Donde  $g$  es la aceleración de la gravedad, en  $\text{m/s}^2$ ;  $A_r$  es la superficie transversal del reactor definida como  $\pi \cdot D_{\text{reactor}}^2 / 4$ , en  $\text{m}^2$ ;  $u_0$  es la velocidad superficial del gas, en  $\text{m/s}$ ;  $u_{mf}$  es la velocidad mínima de fluidización, en  $\text{m/s}$  y  $N_d$  es el número de orificios en el distribuidor, por donde entra el gas.

- *Diámetro de burbuja máximo teórico obtenido por la completa coalescencia de las burbujas,  $dbm$ :* este diámetro se calcula según la expresión 3.17 [2]:

Ecuación 3. 17

$$dbm = 2.59 \cdot g^{-0.2} \cdot [A_r \cdot (u_0 - u_{mf})]^{0.4}$$

Donde  $g$  es la aceleración de la gravedad, en  $m/s^2$ ;  $A_r$  es la superficie transversal del reactor, definida como  $\pi \cdot D_{\text{reactor}}^2 / 4$ , en  $m^2$ ;  $u_0$  es la velocidad superficial del gas, en  $m/s$  y  $u_{mf}$  es la velocidad mínima de fluidización, en  $m/s$ .

- *Diámetro de burbuja efectivo medio en función de la altura en el reactor,  $db(z)$ :* este diámetro se calcula según la ecuación 3.18 [2]:

Ecuación 3. 18

$$db(z) = dbm - (dbm - db_0) \cdot \exp\left(\frac{-0.3 \cdot z}{D_{\text{reactor}}}\right)$$

Donde  $dbm$  es el diámetro de burbuja máximo teórico obtenido por la completa coalescencia de las burbujas, en metros;  $db_0$  es el diámetro de burbuja inicial formada en la superficie del distribuidor, en metros;  $z$  es la coordenada para la altura a lo largo del reactor, en metros y  $D_{\text{reactor}}$  es el diámetro del reactor, también en metros.

- *Velocidad de una burbuja libre en un lecho infinito,  $u_{br}$ :* la expresión que determina esta velocidad es la ecuación 3.19 [7]:

Ecuación 3. 19

$$u_{br} = 0.711 \cdot \sqrt{g \cdot db(z)}$$

Donde  $g$  es la aceleración de la gravedad, en  $m/s^2$  y  $db(z)$  es el diámetro de burbuja efectivo medio en función de la altura en el reactor, en metros.

- *Velocidad de una burbuja,  $u_b$* : se define según la ecuación 3.20, [2] y [7]:

**Ecuación 3. 20**

$$u_b = \varphi \cdot (u_0 - u_{mf}) + u_{br}$$

Donde  $\varphi$  es un parámetro ajustable que vale entre 0.6 y 0.8;  $u_0$  es la velocidad superficial del gas, en m/s;  $u_{mf}$  es la velocidad mínima de fluidización, en m/s y  $u_{br}$  es la velocidad de una burbuja libre en un lecho infinito, en m/s. La velocidad de una burbuja también se puede definir como [2]:

**Ecuación 3. 21**

$$u_b = u_{vis} + u_{br}$$

Donde  $u_{vis}$  es la velocidad visible dada por [2]:

**Ecuación 3. 22**

$$u_{vis} = \varphi \cdot (u_0 - u_{mf})$$

- *Fracción de volumen ocupado por las burbujas,  $\epsilon_b$* : se define por la siguiente ecuación [2]:

**Ecuación 3. 23**

$$\epsilon_b = 1 - \frac{1}{F_{be}}$$

Donde  $F_{be}$  es el factor de expansión del lecho.

- *Fracción de vacío en el lecho,  $\epsilon_f$* : queda definido por la siguiente expresión [2]:

**Ecuación 3. 24**

$$\epsilon_f = \epsilon_b + (1 - \epsilon_b) \cdot \epsilon_{mf}$$

Donde  $\epsilon_b$  es la fracción de volumen ocupado por las burbujas y  $\epsilon_{mf}$  es la porosidad del lecho a mínima fluidización (ecs. 3.4, 3.5 y 3.6).

- **Fracción de volumen ocupado por sólidos,  $\epsilon_s$ :** es otra forma de definir el anterior parámetro, lo que no está ocupado por sólidos está vacío y viceversa. Se define entonces como:

Ecuación 3. 25

$$\epsilon_s = 1 - \epsilon_f$$

Donde  $\epsilon_f$  es la fracción de vacío en el lecho.

- **Relación área-volumen en una burbuja,  $ab$ :** este parámetro se define como [25]:

Ecuación 3. 26

$$ab = \frac{6}{db(z)}$$

Donde  $db(z)$  es el diámetro de burbuja efectivo medio en función de la altura en el reactor (coordenada  $z$ ), en metros.

- **Equivalence ratio,  $ER$ :** este parámetro se define como la división de dos cocientes, la relación real de aire/combustible entre la relación estequiométrica de aire/combustible. El *Equivalence Ratio* se expresa en la siguiente ecuación:

Ecuación 3. 27

$$ER = \frac{(\dot{m}_{\text{aire}}/\dot{m}_{\text{comb}})_{\text{real}}}{(\dot{m}_{\text{aire}}/\dot{m}_{\text{comb}})_{\text{estequiométrico}}}$$

Donde  $\dot{m}_{\text{aire}}$  y  $\dot{m}_{\text{comb}}$  son los gastos másicos de aire y combustible, en este caso biomasa ( $\dot{m}_{\text{bio}}$ ), respectivamente, en kg/s.

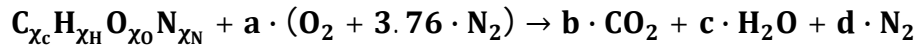
- **Gasto másico de biomasa,  $\dot{m}_{\text{bio}}$ :** se define a partir del *Equivalence Ratio*, despejando el caudal de biomasa real de la ecuación 3.27:

Ecuación 3. 28

$$(\dot{m}_{\text{bio}})_{\text{real}} = \frac{(\dot{m}_{\text{aire}})_{\text{real}}}{\text{ER} \cdot \left( \dot{m}_{\text{aire}} / \dot{m}_{\text{bio}} \right)_{\text{estequiométrico}}}$$

Donde  $\dot{m}_{\text{aire}}$  y  $\dot{m}_{\text{bio}}$  son los gastos másicos de aire y biomasa, respectivamente, en kg/s y ER es el *Equivalence Ratio*. Para calcular el gasto másico de biomasa, antes es preciso definir la relación de dosado estequiométrico del proceso. La siguiente expresión muestra, según un análisis elemental, lo que entra y sale del reactor:

Ecuación 3. 29



Donde  $\chi_c$ ,  $\chi_H$ ,  $\chi_O$  y  $\chi_N$  son las fracciones másicas del carbono, del hidrógeno, del oxígeno y del nitrógeno, especies principales que componen la biomasa a la entrada del reactor, valores dados por Yan para el reactor de Winkler. Para equilibrar la reacción se hallan los coeficientes estequiométricos a, b, c y d:

**Tabla 1. Cálculo de coeficientes para el equilibrado de la reacción de la expresión 3.29.**

Especie	Cantidad Reactante	Cantidad Producto	Coefficiente
C	$\chi_c$	b	$b = \chi_c$
H	$\chi_H$	2.c	$c = \chi_H / 2$
O	$2.a + \chi_O$	$2.b + c$	$a = \chi_c + \chi_H / 4 - \chi_O / 2$
N	$3.76.2.a + \chi_N$	2.d	$d = 3.76 \cdot \left( \chi_c + \frac{\chi_H}{4} - \frac{\chi_O}{2} \right) + \frac{\chi_N}{2}$

Aplicando los coeficientes a la definición de dosado estequiométrico, éste queda según la siguiente ecuación:

Ecuación 3. 30

$$\left( \frac{\dot{m}_{\text{bio}}}{\dot{m}_{\text{aire}}} \right)_{\text{estequiométrico}} = \frac{\chi_c \cdot \text{PM}_C + \chi_H \cdot \text{PM}_H + \chi_O \cdot \text{PM}_O + \chi_N \cdot \text{PM}_N}{\left( \chi_c + \frac{\chi_H}{4} - \frac{\chi_O}{2} \right) \cdot (2 \cdot \text{PM}_O + 7.52 \cdot \text{PM}_N)}$$

Donde  $\chi_C$ ,  $\chi_H$ ,  $\chi_O$  y  $\chi_N$  son las fracciones másicas del carbono, del hidrógeno, del oxígeno y del nitrógeno, dadas por Yan para el reactor de Winkler [12];  $PM_C$ ,  $PM_H$ ,  $PM_O$  y  $PM_N$  son los pesos moleculares del carbono, del hidrógeno, del oxígeno y del nitrógeno, respectivamente, en kg/mol. Sustituyendo la ecuación 3.30 en la ecuación 3.28 se obtiene finalmente el gasto másico de biomasa a la entrada del reactor:

**Ecuación 3. 31**

$$(\dot{m}_{bio})_{real} = \frac{(\dot{m}_{aire})_{real}}{ER \cdot \frac{(\chi_C + \frac{\chi_H}{4} - \frac{\chi_O}{2}) \cdot (2 \cdot PM_O + 7.52 \cdot PM_N)}{\chi_C \cdot PM_C + \chi_H \cdot PM_H + \chi_O \cdot PM_O + \chi_N \cdot PM_N}}$$

Este valor no está exento de la fracción de humedad ni de ceniza. Teniendo en cuenta estos valores se puede estimar el gasto másico de biomasa seca:

**Ecuación 3. 32**

$$\dot{m}_{bio\ seca} = (\dot{m}_{bio})_{real} \cdot (1 - \omega) \cdot (1 - ash)$$

Donde  $\omega$  es el tanto por ciento de humedad presente en la biomasa; *ash* es el porcentaje de ceniza encontrada en la biomasa.

- **Gasto másico de aire,  $\dot{m}_{aire}$ :** se calcula a partir de la velocidad superficial del gas ( $u_0$ ), el diámetro del reactor ( $D_r$ ) y la densidad del propio gas a la entrada del reactor. El gasto másico de aire se define según la siguiente ecuación:

**Ecuación 3. 33**

$$\dot{m}_{aire} = u_0 \cdot \frac{\pi \cdot D_r^2}{4} \cdot \rho_{gas}$$

Donde  $\rho_{gas}$  es la densidad del aire, o del gas inyectado, a la entrada del reactor, en kg/m<sup>3</sup>. Si en vez de trabajar con gastos másicos se decidiera trabajar con flujos molares (mol/s), bastaría con dividir el gasto másico del gas (kg/s) entre el peso molecular del propio gas (kg/mol). Se observa en la ecuación 3.33 y, a partir de la definición de la velocidad superficial del gas, en la ecuación 3.11, que, si se aumenta el parámetro del estado de fluidización también aumenta el caudal de gas inyectado en el reactor.



### 3.2.4. *Lechos rellenos*

Dependiendo del combustible se utilizan distintos materiales de lecho [3]:

- Arena o gravilla: se emplea para combustibles de baja ceniza tales como virutas de madera;
- Piedra caliza: se usa con carbones con alto contenido en azufre;
- Ceniza de carbón: se utilizan con carbones con alto o medio contenido de ceniza, donde no se requiere retener el azufre.

También se puede trabajar con materiales sintéticos para evitar la aglomeración de cenizas. En ocasiones se emplea una combinación de varios tipos de materiales de lecho.

### 3.2.5. *Teoría de las de las Dos Fases*

El lecho fluidizado de burbujas consiste en dos fases: Fase de Burbujas y Fase de Emulsión. La fase de emulsión es una fase continua y contiene todas las partículas y una fracción de gas. En esta fase empiezan a aparecer las condiciones para la fluidización. Todo el gas en exceso del que es requerido para mantener las condiciones de emulsión atraviesa el lecho formando burbujas, creando lo que se denomina fase burbuja. Este es un concepto hidrodinámico [3]. A continuación se explican algunas consideraciones realizadas al respecto:

- El flujo neto de gas consiste en la generación de moles de gas en la fase de emulsión debido a la devolatilización de las partículas de combustible en reacciones homogéneas y heterogéneas [3]. Además, esta devolatilización se considera instantánea [7], ya que ésta suposición facilita el cálculo y no afecta en gran medida a los resultados.

- El cambio de volumen del gas en el lecho es normalmente despreciable en la modelización del reactor. Pero la variación del volumen del gas debido a reacciones en las burbujas puede resultar significativa [3].
- La velocidad de las burbujas, o velocidad visible es menor o similar a la diferencia entre la velocidad superficial del gas y la velocidad a mínima fluidización según la ecuación 3.22 [11].
- El término de aporte neto derivado de las reacciones químicas depende de la fase, de las reacciones, de la temperatura y de las concentraciones de especies en cada fase. Para recrear la transferencia de masa entre ambas fases se siguen las siguientes ecuaciones de conservación para la fase emulsión (3.34) y para la fase burbuja (3.35):

Ecuación 3. 34

$$\frac{df_{i,e}}{dz} = A_r \cdot \left[ ab(z) \cdot k_{BE}(z) \cdot (c_{i,b} - c_{i,e}) - \Delta F_{E,i} + (1 - \epsilon_b) \cdot [\epsilon_{mf} \cdot \sum (\alpha_i^{r_{j,e,gas-gas}} \cdot r_{j,e,gas-gas}) + (1 - \epsilon_{mf}) \cdot a_s \cdot \sum (\alpha_i^{r_{j,e,gas-sólido}} \cdot r_{j,e,gas-sólido})] \right]$$

Ecuación 3. 35

$$\frac{df_{i,b}}{dz} = A_r \cdot \left[ ab(z) \cdot k_{BE}(z) \cdot (c_{i,e} - c_{i,b}) + \Delta F_{E,i} + \epsilon_b \cdot \sum (\alpha_i^{r_{j,b,gas-gas}} \cdot r_{j,b,gas-gas}) \right]$$

Donde  $A_r$  es la superficie transversal del reactor, en metros cuadrados;  $ab$ , es la relación área-volumen en una burbuja (3.26), en  $m^{-1}$ ;  $c_{i,b}$  y  $c_{i,e}$  son las concentraciones molares de la especie “i” en las fases burbuja y emulsión, respectivamente, en  $mol/m^3$ ;  $\Delta F_{E,i}$  es el término de transferencia de flujo molar entre las fases emulsión y burbuja;  $\epsilon_b$  es la fracción de volumen ocupado por las burbujas (3.23);  $\epsilon_{mf}$  es la porosidad del lecho a mínima fluidización (ecs. 3.4, 3.5 y 3.6);  $\alpha_i^{r_{j,e,gas-gas}}$ ,  $\alpha_i^{r_{j,b,gas-gas}}$  y  $\alpha_i^{r_{j,e,gas-sólido}}$  son los coeficientes estequiométricos de las especies “i” en cada reacción “j”, perteneciente al grupo de reacciones gas-gas, u homogéneas, o gas-sólido, o heterogéneas, en las fases emulsión o burbuja (“e” ó “b”);  $r_{j,e,gas-gas}$ ,  $r_{j,e,gas-sólido}$  y  $r_{j,b,gas-gas}$  son las velocidades de reacción

de las reacciones “j” heterogéneas y homogéneas en las fases burbuja y emulsión;  $a_s$  es el área específica de las partículas, en  $m^{-1}$ , y se define según la siguiente ecuación:

**Ecuación 3. 36**

$$a_s = \frac{6}{d_p}$$

Donde  $d_p$  es el tamaño de partícula (3.2).

$k_{BE}$  es el coeficiente de transferencia de masa entre fases (Sit y Grace). En realidad es una velocidad de transferencia entre fases, en m/s, y se define según la siguiente ecuación [7] y [20]:

**Ecuación 3. 37**

$$k_{BE} = \frac{u_{mf}}{3} + \sqrt{\frac{4 \cdot D_G \cdot \epsilon_{mf} \cdot u_b}{\pi \cdot d_b(z)}}$$

Donde  $u_{mf}$  es la velocidad mínima de fluidización (3.10), en m/s;  $\epsilon_{mf}$  es la porosidad del lecho a mínima fluidización (ecs. 3.4, 3.5 y 3.6);  $u_b$  es la velocidad de una burbuja (3.20), en m/s;  $d_b(z)$  es el diámetro de burbuja efectivo medio en función de la altura en el reactor (3.18), en metros;  $D_G$  es la difusividad del aire, en  $m^2/s$ , definida según la siguiente ecuación:

**Ecuación 3. 38**

$$D_G = 8.677 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{T^{1.75}}{P}$$

Donde T es la temperatura en el reactor, en Kelvin y P es la presión en el reactor, en Pascales.

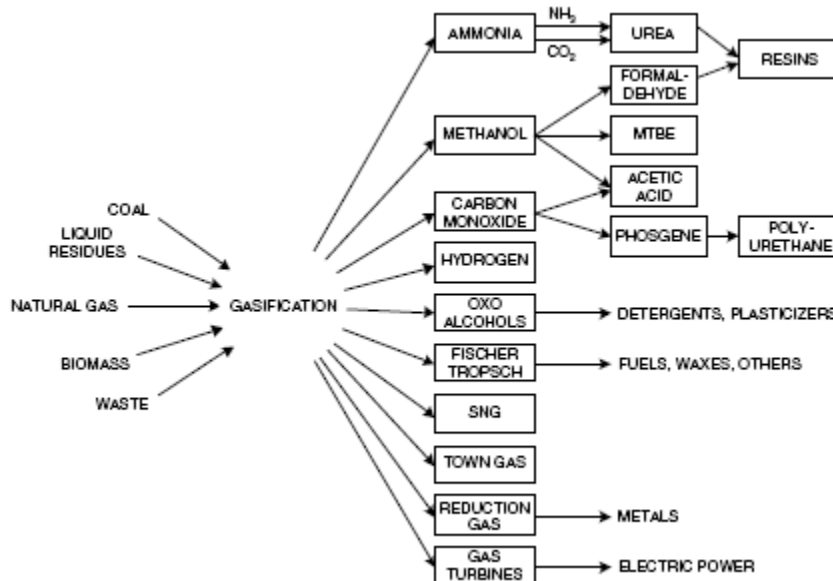
### 3.3. Conceptos de gasificación

#### 3.3.1. *El fenómeno de gasificación*

Los sistemas de gasificación se vienen usando desde hace muchos años, ya que han demostrado ser una buena alternativa para resolver los problemas energéticos en comunidades aisladas del sistema electroenergético [23]. La gasificación no es, por tanto, una tecnología que se haya desarrollado recientemente, sino que ha sido un recurso habitual en tiempos de carencia o escasez de combustibles ligeros, ya que permite convertir sólidos (carbón, biomasa) en gases que pueden ser utilizados en motores de combustión interna, externa (tipo Stirling), turbinas y calderas.

Después de la doble crisis de los combustibles, de 1973 y 1979, se puso en evidencia el efecto nocivo de los elevados costes del petróleo, en continuo aumento, en la economía. Como resultado, se produjo un incremento del interés por las fuentes nacionales de energías renovables, de las cuales, la biomasa, en forma de madera o de residuos agrícolas, es la fuente con mayor disponibilidad en muchos países en desarrollo [23].

La gasificación se refiere a un grupo de procesos que convierte combustibles líquidos, o sólidos, en combustible gaseoso con o sin contacto con un medio gaseoso [3]. El proceso de gasificación de biomasa engloba un conjunto de reacciones termoquímicas, desarrollándose en un ambiente pobre en oxígeno, dando como resultado la transformación de un sólido en una serie de gases susceptibles de ser utilizados en aplicaciones industriales, tras ser debidamente acondicionados para tal efecto. Por otra parte, el concepto de gasificación se puede emplear en sintetizar combustibles líquidos de alta calidad. En la siguiente ilustración se puede ver que la gasificación convierte residuos en productos de interés para la industria química, metalurgia, productora de gas y de electricidad, entre otras.



**Ilustración 4.**Aplicaciones en las que resulta útil el proceso de gasificación [5].

En el proceso de gasificación, la celulosa se transforma en hidrocarburos más ligeros, incluso en monóxido de carbono e hidrógeno. Esta mezcla de gases se denomina gas de síntesis o "*syngas*". Cuando se emplea aire como agente gasificante, el *syngas* tiene un poder calorífico inferior a la sexta parte del gas natural. El agente gasificante se compone de oxígeno y un gas, o mezcla de ellos, que aporta calor para las reacciones. El vapor de agua puede ser el único medio para la gasificación, en cuyo caso se necesitaría una fuente de calor externa para que proporcionara el suficiente calor para la reacción endotérmica de gasificación.

Dependiendo de la tecnología, el combustible y el agente gasificante, se obtendrán rendimientos energéticos entre un 70 y un 80%. El resto de la energía introducida en el combustible se emplea en las reacciones endotérmicas, en las pérdidas de calor del reactor, en el enfriamiento del *syngas*, necesario para su secado y filtración, y en el lavado (cuando sea necesaria la eliminación de alquitranes).

La gasificación, por su capacidad para producir combustibles aptos para motores de combustión interna, turbinas y calderas, está tomando gran auge en todo el mundo, incluida España. Para grandes potencias, y con objeto de producir un gas destinado a la combustión (poco exigente en alquitranes y partículas) existen plantas operando desde hace bastante tiempo en Escandinavia.

Sin embargo, últimamente se tiende a plantas de gasificación de biomasa de menor tamaño, capaces de procesar entre 7.000 y 8.000 toneladas de biomasa al año, produciendo un gas de suficiente calidad como para alimentar a un motogenerador. Estos desarrollos tienen especial interés en España, donde no se generan grandes concentraciones de biomasa y resulta atractivo producir electricidad y disponer de calor para actividades industriales.

Entre sus ventajas cabe destacar, además de sustituir a los combustibles ligeros de origen fósil, la posibilidad de obtener altos rendimientos eléctricos a partir de biomasa, algo realmente difícil con su combustión directa para generación de vapor y posterior expansión de éste en un turbo alternador. Mediante gasificación se pueden alcanzar rendimientos eléctricos de hasta un 30-32% a través del uso de moto-generadores accionados por gas de síntesis, mientras que con un ciclo Rankine convencional simple las cifras rondan un 22% de rendimiento eléctrico.

Como en todos los sistemas de producción/transformación de energía, es necesaria cierta alimentación eléctrica para mantener todo el proceso en depresión, con el objeto de evitar la fuga de cualquiera de los gases que se producen en el proceso.

### ***3.3.2. Etapas y reacciones en el proceso de gasificación***

#### ***3.3.2.1. Etapas***

Independientemente de que el lecho sea fluidizado o móvil, la biomasa pasa por cuatro fases [16] que se pueden diferenciar en:

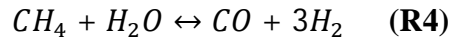
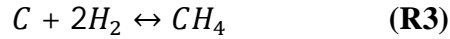
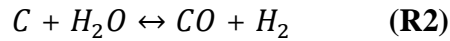
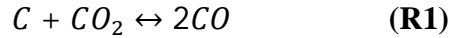
- **Secado**: la primera etapa consiste en el calentamiento hasta 100 °C, provocando el secado de la biomasa por evaporación del agua contenida en la misma, y que absorbe el calor sensible para elevar la temperatura, además del calor necesario para la evaporación del agua. Conforme aumenta la temperatura, se volatilizan los compuestos de bajo peso molecular. Con objeto de desarrollar el modelo de simulación, algunos autores [7] suponen la volatilización instantánea a la entrada

del reactor, obteniendo pequeñas diferencias, que son asumibles, comparado con lo que resultaría del estudio de la cinética de volatilización a lo largo del lecho.

- **Pirolisis:** la segunda etapa, que también absorbe calor, es la de pirolisis (ruptura por calor), en la que se rompen las moléculas grandes dando lugar a otras de cadena más corta que, a la temperatura del reactor, están en fase gaseosa.
- **Reducción:** la tercera etapa es la de reducción, por combinación del vapor de agua, producido en la primera etapa, con el dióxido de carbono, arrastrado por la corriente del gasificante (en reactores *updraft* y *downdraft*) desde la última etapa (oxidación).
- **Oxidación:** la cuarta etapa es la oxidación de la fracción más pesada (carbonosa o "char") de la biomasa al entrar en contacto con el agente gasificante (aire, oxígeno o vapor de agua).

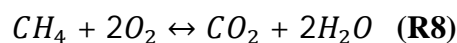
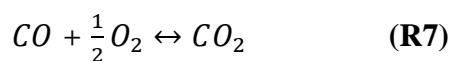
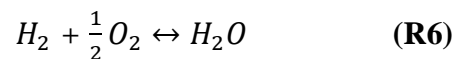
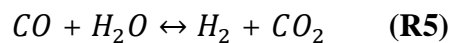
### 3.3.2.2. Cinética de las reacciones

Los modelos cinéticos permiten conocer información esencial en mecanismos cinéticos para describir la conversión de *char* durante la gasificación de la biomasa, lo cual es de gran importancia en el diseño de gasificadores, en su evaluación y en su mejora. En la conversión de *char* muchos investigadores han usado cinéticas de reacción globales que llevan implícitas muchos pasos elementales de reacciones. Por otro lado, se han desarrollado modelos no isotérmicos para la gasificación de partículas simples, los cuales están basados en relaciones empíricas para las reacciones de Boudouard y reacciones (primarias) de agua-gas, mientras que la presencia de metano no se tenía en cuenta. Wang y Kinoshita (1993) propusieron un interesante modelo cinético para la zona de reducción en un gasificador de lecho fluidizado describiendo el mecanismo de reacción superficial usando los siguientes esquemas de reacción química [27]:



Este modelo es utilizado también en la cinética de Avdesh. La zona de reacción para la reducción de *char* ha sido descrita por estas cuatro reacciones globales para predecir las composiciones de gas de siete especies gaseosas (CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, CH<sub>4</sub>, N<sub>2</sub> y *char*). En la expresión R1, reacción de Boudouard, a temperaturas inferiores a 700 °C, el producto predominante es el dióxido de carbono, mientras que a temperaturas superiores es el monóxido de carbono. En este esquema global, el *char* es consumido gradualmente en completa ausencia de O<sub>2</sub>, debido a las reacciones *char*-gas y a las reacciones gas-gas. También, se asume que todos los productos gaseosos se comportan de manera ideal. El N<sub>2</sub> se considera inerte, aunque afecta a la densidad energética final del gas combustible [27]. En el transcurso de estas reacciones endotérmicas, la temperatura del lecho de *char*, provoca una reducción en los productos de la combustión, ya que el lecho de *char* está, principalmente, dominado por reacciones endotérmicas heterogéneas de *char* sólido con los productos gaseosos de la reducción (R1; R2, reacción primaria de agua-gas; R3, reacción del metano; y R4, *steam reforming reaction*).

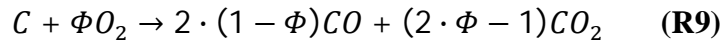
Estas reacciones de tipo heterogéneo, o de gas-sólido, se producen en la fase emulsión del gasificador. En ambas fases se producen las siguientes reacciones homogéneas de la etapa de oxidación, o gas-gas [2]:





En las reacciones R1, R2, R3, R4 se puede producir un cambio en el volumen de gas en el lecho. Las reacciones que tienen lugar únicamente en la fase burbuja permiten sólo cambiar el volumen en esta fase y no contribuyen al flujo neto. Las mayores contribuciones al flujo neto por la generación de gases son debidas a las reacciones heterogéneas, a las reacciones homogéneas R6 y R7 en la fase emulsión y a la volatilización de la biomasa.

Por otro lado, la relación entre el monóxido y el dióxido de carbono en los productos de la combustión es incierta y muy complicada de determinar. No obstante, se asume que la combustión de *char* sigue el siguiente esquema [2]:



Donde  $\Phi$  se define como un parámetro ajustable, tomándose 0.85 de acuerdo a los resultados de anteriores experiencias en distintos proyectos [2]. La velocidad de esta reacción es asumida para estar bajo el control de la difusión, dependiendo de la cantidad de oxígeno transferida a la superficie de las partículas de *char*, lo cual se determina por una correlación propuesta por La Nauze y Jung [25]:

**Ecuación 3. 39**

$$K_g = \frac{D_G}{d_p \cdot \left( 2 \cdot \varepsilon_{mf} + 0.69 \cdot \sqrt[3]{SC_{O_2}} \cdot \sqrt{\frac{Re_{O_2}}{\varepsilon_b}} \right)}$$

Donde  $D_G$  es la difusividad del aire (3.38), en  $m^2/s$ ;  $d_p$  es el tamaño de partícula (3.2 y 3.3), en metros;  $\varepsilon_{mf}$  es la porosidad del lecho a mínima fluidización (3.4, 3.5 y 3.6);  $\varepsilon_b$  es la fracción de volumen ocupado por las burbujas (3.23);  $Re_{O_2}$  es el número de Reynolds a mínima fluidización (3.8);  $SC_{O_2}$  está definido por la siguiente expresión [25]:

**Ecuación 3. 40**

$$SC_{O_2} = \frac{\mu_{gas}}{\rho_{gas} \cdot D_G}$$

Donde  $\mu_{\text{gas}}$  es la viscosidad dinámica del aire, en kg/m.s;  $\rho_{\text{gas}}$  es la densidad del aire, en kg/m<sup>3</sup>;  $D_G$  es la difusividad del aire (3.38), en m<sup>2</sup>/s.

Finalmente, la velocidad de la reacción 9, o combustión de *char*, se determina por la siguiente expresión [25]:

**Ecuación 3. 41**

$$r_9 = a_s \cdot K_g \cdot C_{eO_2}$$

Donde  $a_s$  es el área específica de las partículas (3.36), en m<sup>-1</sup>;  $K_g$  es la velocidad de transferencia de masa intersticial a la superficie de las partículas (3.39) y  $C_{eO_2}$  es la concentración molar de O<sub>2</sub> en la fase emulsión, en mol/m<sup>3</sup>.

Para determinar las velocidades de las reacciones gas-sólido se ha seguido el modelo cinético de Wang y Kinoshita (1993) y Giltrap et al. (2003) [27]. Sin embargo, se ha hecho una modificación: se han utilizado las presiones parciales en lugar de las fracciones másicas de equilibrio de los compuestos para el cálculo de las velocidades de reacción [5]. Las velocidades conservan el mismo orden seguido para definir la formulación química de las reacciones, es decir, la reacción 1, por ejemplo, se corresponde con su velocidad de reacción 1. A continuación se expresan las velocidades de reacción para el esquema gas-sólido [27]:

**Ecuación 3. 42**

$$r_1 = C_{rf} \cdot k_1 \cdot \left( P_{e,CO_2} - \frac{P_{e,CO}^2}{K_{eq,1}} \right)$$

**Ecuación 3. 43**

$$r_2 = C_{rf} \cdot k_2 \cdot \left( P_{e,H_2O} - \frac{P_{e,CO} \cdot P_{H_2}}{K_{eq,2}} \right)$$

**Ecuación 3. 44**

$$r_3 = C_{rf} \cdot k_3 \cdot (P_{e,H_2}^2 - \frac{P_{e,CH_4}}{K_{eq,3}})$$

Ecuación 3. 45

$$r_4 = k_4 \cdot (P_{e,H_2O} \cdot P_{e,CH_4} - \frac{P_{e,H_2}^3 \cdot P_{e,CO}}{K_{eq,4}})$$

Donde  $C_{rf}$  es el factor de reactividad del *char* (*Char Reactivity Factor*), que sigue una relación lineal con la altura del reactor, coordenada  $z$  en metros, según el Dr. B. V. Babu, usada en el artículo de Babu y Sheth (2006) [27]:

Ecuación 3. 46

$$C_{rf} = 4.0012 \cdot (10 \cdot z) - 3.0012$$

Donde  $z$  es la distancia en la vertical (en metros), cubierta por la partícula.

En el cálculo de estas velocidades, los coeficientes  $k_j$  son definidos como constantes, dependiendo de la reacción  $j$ , según la relación dada por Arrhenius, dependiente de la temperatura [27]:

Ecuación 3. 47

$$k_j = A_j \cdot \exp\left(\frac{-E_j}{R_u \cdot T}\right)$$

Aquí, los valores de los factores  $A_j$  y de las energías de activación  $E_j$  de las reacciones “ $j$ ” heterogéneas son dados por Wang y Kinoshita [27] en la siguiente tabla:

**Tabla 2. Factores  $A_j$  y energías de activación para las reacciones gas-sólido dados por Wang y Kinoshita (1993) [27].**

Reacción $j$	$A_j$	$E_j$ [kJ/mol]
1	$3.616 \cdot 10^1$	77.39
2	$1.517 \cdot 10^4$	121.62
3	$4.189 \cdot 10^{-3}$	19.21
4	$7.301 \cdot 10^{-2}$	36.15

$R_u$  es la constante cinética de los gases ideales, igual a  $8.314 \text{ J/mol} \cdot K$  y  $T$  es la temperatura del reactor, en grados Kelvin.

Las constantes de equilibrio correspondientes a sus respectivas reacciones gas-sólido se definen a continuación [27]:

Ecuación 3. 48

$$K_{eq,1} = e^{-\left(2 \cdot \frac{g^0_{CO}(T)}{R_u \cdot T} - \frac{g^0_{CO_2}(T)}{R_u \cdot T} - \frac{g^0_{char}(T)}{R_u \cdot T}\right)}$$

Ecuación 3. 49

$$K_{eq,2} = e^{-\left(\frac{g^0_{CO}(T)}{R_u \cdot T} + \frac{g^0_{H_2}(T)}{R_u \cdot T} - \frac{g^0_{H_2O}(T)}{R_u \cdot T} - \frac{g^0_{char}(T)}{R_u \cdot T}\right)}$$

Ecuación 3. 50

$$K_{eq,3} = e^{-\left(\frac{g^0_{CH_4}(T)}{R_u \cdot T} - 2 \cdot \frac{g^0_{H_2}(T)}{R_u \cdot T} - \frac{g^0_{char}(T)}{R_u \cdot T}\right)}$$

Ecuación 3. 51

$$K_{eq,4} = e^{-\left(\frac{g^0_{CO}(T)}{R_u \cdot T} + 3 \cdot \frac{g^0_{H_2}(T)}{R_u \cdot T} - \frac{g^0_{H_2O}(T)}{R_u \cdot T} - \frac{g^0_{CH_4}(T)}{R_u \cdot T}\right)}$$

Donde  $g^0_i$  es la función de Gibbs para la especie  $i$ , en J/mol. Las constantes de equilibrio necesitan ser obtenidas en términos de la función de Gibbs para cada constituyente en un estado estándar de presión y temperatura  $T$ . La energía libre de Gibbs es un potencial termodinámico, es decir, es una función de estado extensiva, con unidades de energía, que da la condición de equilibrio y de espontaneidad, a una presión y temperatura constantes. Desarrollada en 1870 por el estadounidense Williard Gibbs, la energía libre se calcula según la siguiente expresión:

Ecuación 3. 52

$$G = H - T \cdot S$$

$H$  es la entalpía, en unidades de energía;  $T$  es la temperatura, en grados Kelvin y  $S$  es la entropía, en unidades de energía dividido entre Kelvin. En el presente trabajo, la función de

Gibbs para la especie “i”, ha sido obtenida usando los polinomios NASA para la entalpía y para la entropía:

Ecuación 3. 53

$$\frac{H^0}{R_u \cdot T} = a_1 + a_2 \cdot \frac{T}{2} + a_3 \cdot \frac{T^2}{3} + a_4 \cdot \frac{T^3}{4} + a_5 \cdot \frac{T^4}{5} + \frac{a_6}{T}$$

Ecuación 3. 54

$$\frac{S^0}{R_u} = a_1 \cdot \ln T + a_2 \cdot T + a_3 \cdot \frac{T^2}{2} + a_4 \cdot \frac{T^3}{3} + a_5 \cdot \frac{T^4}{4} + a_7$$

$H^0$  y  $S^0$  son la entalpía y la entropía por mol de especie. Si se sustituyen la entalpía y la entropía dadas por las expresiones 3.53 y 3.54, respectivamente, en la ecuación 3.52 se obtiene finalmente la expresión para la energía libre en J/mol:

Ecuación 3. 55

$$\frac{g^0}{R_u T} = a_1 \cdot (1 - \ln T) - \frac{a_2 \cdot T}{2} - \frac{a_3 \cdot T^2}{6} - \frac{a_4 \cdot T^3}{12} - \frac{a_5 \cdot T^4}{20} + \frac{a_6}{T} + a_7$$

Los datos de la tabla de termoquímica para temperaturas superiores a 1000 K, utilizados en el polinomio NASA, se muestran a continuación:

**Tabla 3.** Tabla termoquímica modelo Nasa para el cálculo de la energía libre de Gibbs de las distintas especies, extraída de [http://www.me.berkeley.edu/gri\\_mech/version30/files30/thermo30.dat](http://www.me.berkeley.edu/gri_mech/version30/files30/thermo30.dat).

	$a_1$	$a_2$	$a_3$	$a_4$	$a_5$	$a_6$	$a_7$
<b>CO</b>	2.715	2.063e-03	-9.988e-07	2.3e-10	-2.037e-14	-1.415e04	7.819
<b>CO<sub>2</sub></b>	3.857	4.414e-03	-2.215e-06	5.235e-10	-4.72e-14	-4.876e04	2.272
<b>H<sub>2</sub>O</b>	3.034	2.177e-03	-1.641e-07	-9.704e-11	1.682e-14	-3e4	4.967
<b>H<sub>2</sub></b>	3.337	-4.94e-05	4.995e-07	-1.796e-10	2.003e-14	-9.502e02	-3.205
<b>CH<sub>4</sub></b>	7.485e-02	1.339e-02	-5.733e-06	1.223e-09	-1.018e-13	-9.468e03	1.844e01
<b>Char</b>	2.493	4.799e-05	-7.243e-08	3.743e-11	-4.873e-15	8.545e04	4.802

También, las fracciones másicas intervienen en este cálculo, ya que de producirse el agotamiento en alguna de las especies que reaccionan, no existirá reacción. Por tanto, en la reacción 1 es indispensable que las fracciones másicas de *char* y de CO<sub>2</sub> no sean nulas. Lo mismo ocurre en las reacciones 2, 3 y 4, donde las fracciones másicas de *char* y H<sub>2</sub>O; *char* e H<sub>2</sub>; CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>O deben ser mayores que 0, respectivamente.

Para determinar las velocidades de reacción en el sistema de reacciones gas-gas, u homogéneas, se sigue el modelo empleado por Yan y Haslam [12]. Las expresiones utilizadas se muestran a continuación y el subíndice de cada velocidad de reacción se corresponde con la reacción en cuestión, en la fase emulsión y en la fase burbuja:

Ecuación 3. 56

$$r_{5e,b} = k_{5,forward} \cdot C_{e,bH_2O} \cdot C_{e,bCO} - k_{5,reverse} \cdot C_{e,bCO_2} \cdot C_{e,bH_2}$$

Ecuación 3. 57

$$r_{6e,b} = k_6 \cdot C_{e,bH_2}^2 \cdot C_{e,bCO_2}$$

Ecuación 3. 58

$$r_{7e,b} = k_7 \cdot C_{e,bCO}^2 \cdot C_{e,bCO_2}$$

Ecuación 3. 59

$$r_{8e,b} = r_{7e,b}$$

C<sub>e,bi</sub> son las concentraciones molares de la especie i en la fase emulsión (e) y en la fase burbuja (b), en mol/m<sup>3</sup>.

Para la reacción 5, según Karim y Mohindra, las constantes de reacción se calculan según las siguientes expresiones:

Ecuación 3. 60

$$k_{5,forward} = 2.978 \cdot 10^{-10} \cdot e^{\left(\frac{-44388}{T}\right)}$$

Donde T es la temperatura del reactor, en grados Kelvin.

Ecuación 3. 61

$$k_{5,reverse} = \frac{k_{5,forward}}{K_{eq,5}}$$

El coeficiente de equilibrio  $K_{eq,5}$  se determina según:

Ecuación 3. 62

$$K_{eq,5} = e^{-\left(\frac{g^0_{H_2O}(T)}{R_u \cdot T} + \frac{g^0_{CO_2}(T)}{R_u \cdot T} - \frac{g^0_{CO}(T)}{R_u \cdot T} - \frac{g^0_{H_2}(T)}{R_u \cdot T}\right)}$$

Según Yan y Haslam [12], para calcular la constante de reacción  $k_6$ , antes, hay que determinar la constante de reacción  $k_7$ :

Ecuación 3. 63

$$k_7 = 2.4602 \cdot 10^{-12} \cdot e^{\left(-\frac{21137}{T} + 24.74414\right)} \cdot T^3$$

Ecuación 3. 64

$$k_6 = \frac{k_7}{0.35}$$

### 3.3.3. Volatilización de la biomasa

El proceso de devolatilización de biomasa es una etapa crítica en la gasificación, ya que consiste en la liberación de volátiles existente en el combustible sólido, quedando, por tanto, una matriz sólida de cenizas. Por simplicidad y porque no hay grandes diferencias en los resultados, la volatilización de la biomasa se considera de carácter instantáneo produciéndose a la entrada del reactor. El paso del estado sólido al estado gaseoso por efecto de la temperatura, sin pasar por el estado líquido, de los distintos compuestos de la biomasa, entre los que cabe destacar CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>O, está definido por las siguientes correlaciones [12] para la fracción másica de volátiles, dependientes todas de la fracción másica de materia volátil de la biomasa:

Ecuación 3. 65

$$\chi_{mvCO} = 0,428 - 2,653 \cdot \chi_{mv} + 4,845 \cdot \chi_{mv}^2$$

Ecuación 3. 66

$$\chi_{mvCO_2} = 0,135 - 0,9 \cdot \chi_{mv} + 1,906 \cdot \chi_{mv}^2$$

Ecuación 3. 67

$$\chi_{mvH_2} = 0,157 - 0,868 \cdot \chi_{mv} + 1,388 \cdot \chi_{mv}^2$$

Ecuación 3. 68

$$\chi_{mvH_2O} = 0,409 - 2,389 \cdot \chi_{mv} + 4,554 \cdot \chi_{mv}^2$$

Ecuación 3. 69

$$\chi_{mvCH_4} = 0,201 - 0,469 \cdot \chi_{mv} + 0,241 \cdot \chi_{mv}^2$$

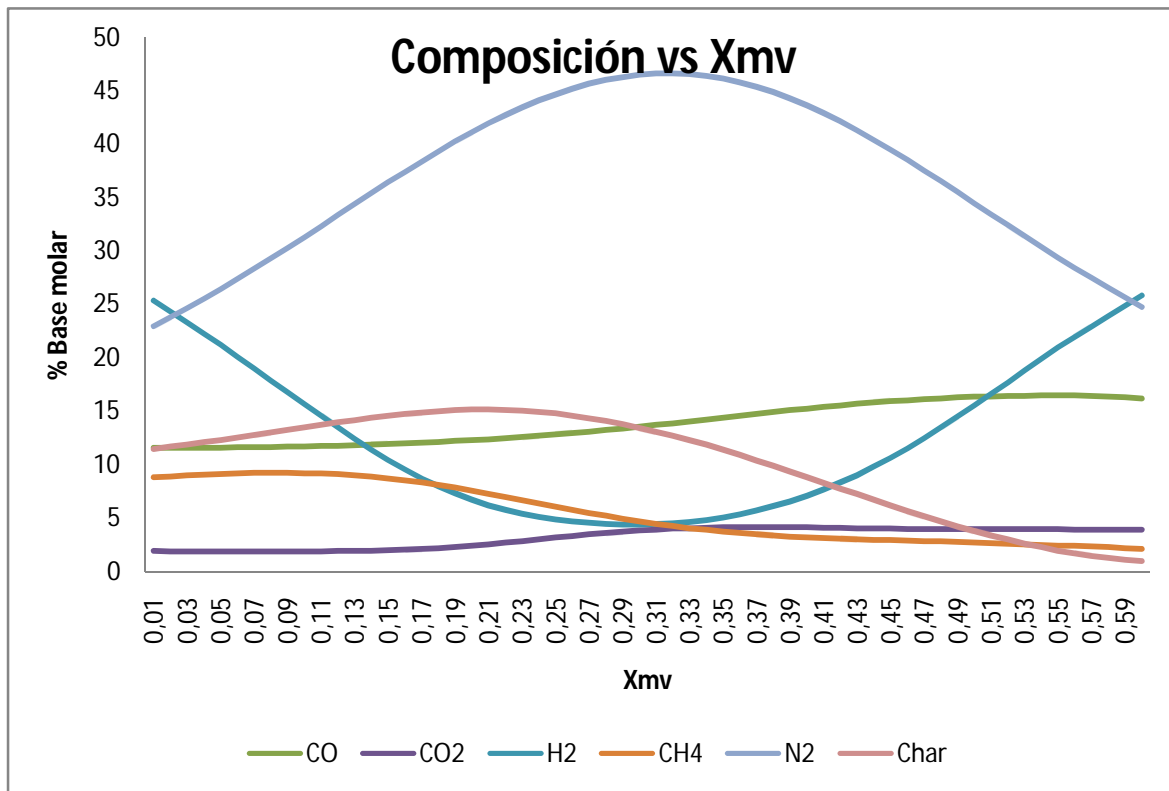
Ecuación 3. 70

$$\chi_{tar} = 1 - \sum_i \chi_i$$

Donde  $\chi_{mv}$  es la fracción másica de materia volátil en base seca y libre de cenizas. Este valor puede oscilar entre 0.05 y 0.5, aproximadamente. La limitación en la aplicación de la expresiones de la 3.65 a la 3.70 es que  $\chi_{tar}$  sea siempre positivo.

A efectos de cálculo, el *char* se considera carbono [27]. En la siguiente ilustración se muestra la variación de la composición en base molar de las distintas especies y el *char* a la salida del reactor, según se va aumentando la fracción másica de materia volátil de biomasa.





**Ilustración 5.** Gráfica mostrando la variación en composición en base molar de las distintas especies y del char, a la salida del reactor, al aumentar la fracción másica de materia volátil de biomasa.

A partir de la fracción másica de volátiles por especie “i”, se puede extraer el gasto másico de volátiles para la correspondiente especie “i”, basta con determinar antes el gasto másico de biomasa seca (ec. 3.32):

**Ecuación 3. 71**

$$\dot{m}_i = \dot{m}_{bio\ seca} \cdot X_{mvi}$$

La contribución del gasto másico de volátiles por especie y del gasto másico de *char* debe ser igual, salvo pequeño error, al gasto másico total. En estas condiciones resulta más apropiado, y más fácil, trabajar en caudales molares, por lo que los gastos másicos de volátiles se pueden transformar a caudales molares utilizando la siguiente expresión:

**Ecuación 3. 72**

$$\dot{F}_i = \frac{\dot{m}_i}{PM_i}$$

Donde  $PM_i$  es el peso molecular de la especie “i”, en kg/mol.

Llegados a este punto, resulta de gran utilidad el cálculo de las concentraciones molares de las distintas especies volátiles, en las dos fases, principalmente, para el cálculo de las velocidades de reacción:

**Ecuación 3. 73**

$$C_{e,i} = \frac{\dot{f}_i}{A_r \cdot u_{mf}}$$

**Ecuación 3. 74**

$$C_{b,i} = \frac{\dot{f}_i}{A_r \cdot u_{br}}$$

Donde  $\dot{f}_i$  es el caudal molar de la especie “i”, en mol/m<sup>3</sup>; el parámetro  $A_r$  es la superficie transversal del reactor, en m<sup>2</sup>;  $u_{mf}$  es la velocidad mínima de fluidización (ec. 3.10), en m/s;  $u_{br}$  es la velocidad de una burbuja libre en un lecho infinito (ec. 3.19), en m/s.

### 3.3.4. Tecnologías principales de gasificación

Atendiendo al tipo de gasificador, existen dos familias de tecnologías principales de gasificación: gasificadores de lecho móvil y gasificadores de lecho fluidizado.

#### 3.3.4.1. Gasificadores de lecho móvil:

Este conjunto se subdivide, a su vez, dependiendo del sentido relativo de las corrientes de combustible (biomasa) y agente gasificante. Cuando las corrientes son paralelas, el gasificador se denomina “*downdraft*” o de corrientes paralelas. Cuando las corrientes circulan en sentido opuesto, el gasificador se denomina “*updraft*” o de contracorriente, son los más antiguos y sencillos. Cuando las corrientes se introducen en el reactor de manera perpendicular se denomina “*crossdraft*”.

- **Gasificador “updraft”:**

La principal ventaja que caracteriza a los gasificadores de flujo gaseoso ascendente, o en contracorriente, es su construcción simple y robusta, su capacidad para gasificar biomasa con un alto contenido de humedad, su alta eficiencia térmica y su gran conversión de *char*.

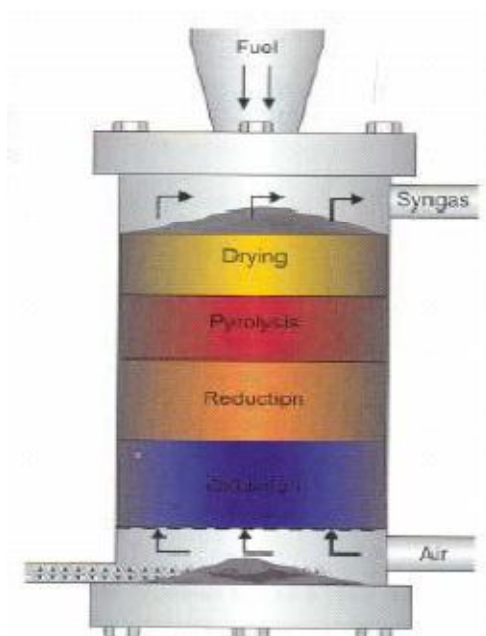
En estos reactores, el calor de los gases producidos es recuperado por la biomasa en su movimiento descendente, gracias a un intercambio directo de calor. La biomasa es secada, precalentada y se le aplica la pirolisis utilizando ese calor, antes de entrar en la zona donde tiene lugar la gasificación. Este gran intercambio de calor hace que el gas se obtenga a bajas temperaturas y se consiga una alta eficiencia térmica en el equipo, debido a la energía calorífica aprovechada. Este hecho hace que, en estos reactores, se pueda funcionar con muchos tipos de carga como, por ejemplo, aserrín, cáscaras de cereales, etc.

En estos equipos se dan elevados tiempos de residencia de los sólidos, lo que propicia un alto grado de conversión del *char*. El gas producido es apto para su utilización en combustión directa, aunque es un gas con un alto contenido en alquitranes y altos niveles de partículas.

Estos gasificadores son fáciles de operar a bajo régimen y se pueden escalar hasta tamaños medios sin dificultad, construyéndose, generalmente, en tamaños de entre 2 y 20 Megavatios eléctricos.

Algunos de estos gasificadores siguen operando en el norte de Europa utilizando turba, paja de trigo y madera como combustible.

Respecto a su arquitectura y manera de funcionar, la toma de aire se encuentra en la base del reactor y los gases obtenidos salen por la parte superior, como muestra la ilustración 6:



**Ilustración 6. Esquema de un gasificador tipo “updraft” o de contracorriente.** *www.uhu.es, Inerco, ingeniería, tecnología y consultoría. Tecnología de gasificación de biomasa.*

Cerca de la parrilla, en la base del reactor, tienen lugar las reacciones de combustión, seguidas de reacciones de reducción, un nivel un poco más arriba en el reactor. En la parte superior del gasificador tiene lugar el calentamiento y la pirolisis de la carga procedente de las zonas inferiores, resultado del intercambio de calor, por convección forzada y por radiación. Los alquitranes y los productos volátiles producidos durante este proceso son transportados por la corriente de gas. Por otro lado, las cenizas quedan en la base del reactor, donde se recogen.

Los principales inconvenientes de estos equipos derivan de la producción de “chimeneas” en el reactor, pudiendo originar la salida de oxígeno del equipo y situaciones explosivas peligrosas. Como consecuencia, puede aparecer la necesidad de instalar parrillas de movimiento automático. También pueden presentar problemas con la eliminación de líquidos de condensados, resultantes de las operaciones de depuración del gas, que contienen alquitranes, aunque este problema adquiere una importancia menor si el gas se emplea para aplicaciones directas de calor, donde los alquitranes simplemente se queman.

- **Gasificador “*downdraft*”:**

Esta configuración es una solución al problema del arrastre de alquitrán con la corriente ascendente de gas que ocurre en los gasificadores de tipología en contracorriente. En los gasificadores “*downdraft*”, o de corrientes paralelas, el aire de primera gasificación se introduce en la zona de oxidación del gasificador o por encima de éste. El gas obtenido sale por la base del reactor, de modo que el combustible y el gas se mueven en la misma dirección.

En su camino descendente, los productos ácidos y alquitranes de la destilación procedentes del combustible deben pasar a través de un lecho incandescente de carbón vegetal, transformándose así en gases permanentes de hidrógeno, dióxido de carbono, monóxido de carbono y metano. Dependiendo de la temperatura de la zona incandescente y del tiempo de residencia de los vapores con alquitrán, se puede conseguir una descomposición más o menos completa de los alquitranes.

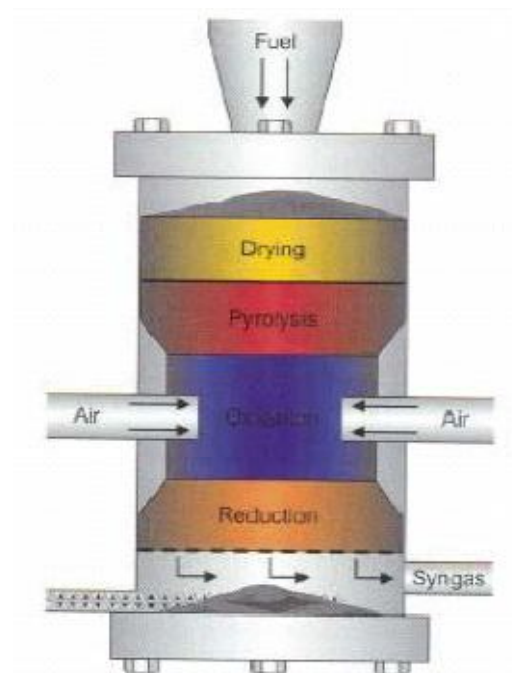
La principal ventaja de esta tipología, de construcción y operación relativamente sencilla, se encuentra en la posibilidad de obtener un gas sin alquitrán, relativamente limpio, con bajo nivel de partículas, apropiado para su uso en motores, ya que se elimina el problema de arrastre de sólidos existente en los gasificadores *updraft*, y se consigue una elevada conversión de biomasa, debido a que el tiempo de residencia de los sólidos es alto. Sin embargo, en la práctica resulta muy raro conseguir un gas totalmente libre de alquitranes en todo el funcionamiento del equipo.

Estos gasificadores tienen una eficiencia menor que los de tiro en contracorriente, debido al menor intercambio de calor y al menor valor calorífico del gas obtenido. Por esta razón, se requiere baja humedad en los combustibles a usar. La necesidad de mantener unas temperaturas altas uniformes en una sección transversal determinada hace que los gases de salida estén a altas temperaturas y que el potencial de escalado sea muy limitado con un tamaño máximo de potencias (al eje) inferior a 350 kilovatios. Además, el tiempo de encendido de estos gasificadores, hasta que se alcanzan las temperaturas de operación, ronda los veinte o treinta minutos.

Desde el punto de vista de impacto ambiental, los gasificadores “*downdraft*” sufren menos objeciones ambientales que los gasificadores en contracorriente, debido al menor contenido de componentes orgánicos en el líquido condensado.

Por otro lado, no es posible funcionar con una serie de combustibles no elaborados, en particular con materiales blandos y de baja densidad que pueden ocasionar problemas de circulación y una caída excesiva de presión. El combustible sólido hay que convertirlo en pellets o briquetas antes de utilizarlo. En estos gasificadores hay una baja capacidad específica, es decir, hay un nivel menor de kilogramos de sólido por metro cúbico de reactor, comparado con otras topologías.

En mayor proporción que en los gasificadores *updraft*, los gasificadores *downdraft* también sufren los problemas relacionados con los combustibles de alto contenido en cenizas que tienden a formar escoria o fundir la ceniza. A continuación, en la ilustración 7, se detalla la topología de estos gasificadores:



**Ilustración 7.** Esquema de un gasificador con topología “*downdraft*” o de corrientes paralelas. [www.uhu.es](http://www.uhu.es), Inerco, ingeniería, tecnología y consultoría. Tecnología de gasificación de biomasa.

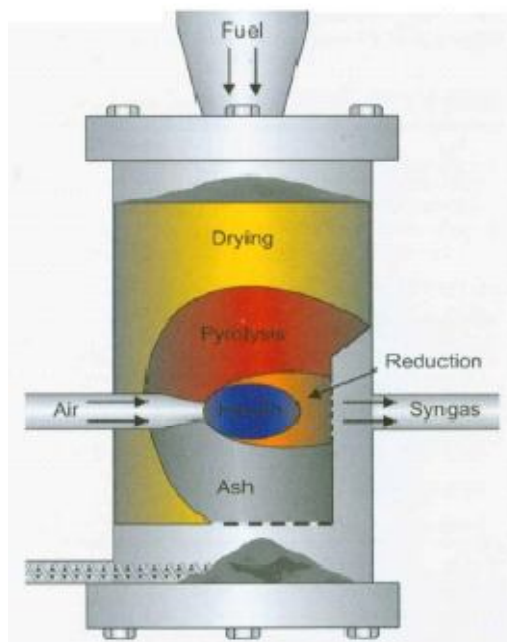
- **Gasificador “crossdraft”:**

Estos reactores son una adaptación para el uso del carbón vegetal. La gasificación de este combustible ocasiona temperaturas muy elevadas en la zona de oxidación, a veces incluso superiores a 1500 grados centígrados, que pueden producir daños en los materiales de los cuales está hecho el reactor. En este caso, el propio carbón vegetal sirve de aislamiento contra estas temperaturas.

Las ventajas de esta configuración son poder funcionar a muy pequeña escala, siendo, en determinadas condiciones, económicamente viables instalaciones inferiores a 10 kilovatios, de potencia al eje. La razón está en la gran sencillez del conjunto de depuración del gas obtenido, formado por un quemador de ciclón y un filtro caliente, que se puede emplear cuando se utiliza este gasificador junto con motores pequeños.

El tiempo de arranque de estos equipos es de unos 5 minutos y tienen la capacidad de operar con combustibles húmedos o secos. La temperatura del gas producido es relativamente alta. De aquí se extrae que la composición del gas producido tiene un bajo contenido de hidrógeno y metano.

El principal inconveniente de estos equipos es la limitada capacidad de transformación del alquitrán y la necesidad, derivada de esta limitación, de emplear carbón vegetal de alta calidad o madera, con un nivel bajo de productos volátiles, o cenizas. Muchas veces, debido a la incertidumbre respecto a la calidad del carbón, los gasificadores de carbón vegetal emplean la topología *downdraft* para mantener, al menos, una capacidad mínima para transformar el alquitrán. A continuación se muestra un esquema de un reactor con configuración de tiro cruzado o *crossdraft*:



**Ilustración 8.** Esquema de un gasificador con topología “crossdraft” o de tiro cruzado. [www.uhu.es](http://www.uhu.es), Inerco, ingeniería, tecnología y consultoría. Tecnología de gasificación de biomasa.

#### **3.3.4.2. Gasificadores de lecho fluidizado:**

El funcionamiento de los gasificadores con topología *updraft*, *downdraft* y *crossdraft* se ve afectado por las propiedades morfológicas, físicas y químicas del combustible. Generalmente, los problemas encontrados son: la falta de tiro en el reactor, la formación de escoria y una excesiva caída de presión en el gasificador. El gasificador de lecho fluidizado pretende eliminar tales inconvenientes.

En los sistemas de lecho fluidizado, el gas inyectado mantiene en suspensión a un lecho de partículas sólidas. Se empieza por calentar externamente el lecho y el material de alimentación, o combustible, se introduce tan pronto se alcanza una temperatura suficientemente elevada. Las partículas de combustible se introducen por la base del reactor, se mezclan inmediatamente con el material del lecho, se mantienen en suspensión, y se calientan casi instantáneamente alcanzando la temperatura del lecho. Como resultado de este tratamiento, el combustible alcanza la pirólisis rápidamente, descomponiéndose en



partículas volátiles, con una cantidad relativamente elevada de gaseosos. En la fase de gas, se producen nuevas reacciones y una descomposición del *char*. La mayoría de los sistemas vienen equipados con un ciclón interno con el objeto de disminuir el efecto del arrastre de alquitrán por soplado. A la salida del gas-combustible pueden escapar partículas de ceniza, debiéndose extraer de la corriente de gas si se quiere emplear éste en motores.

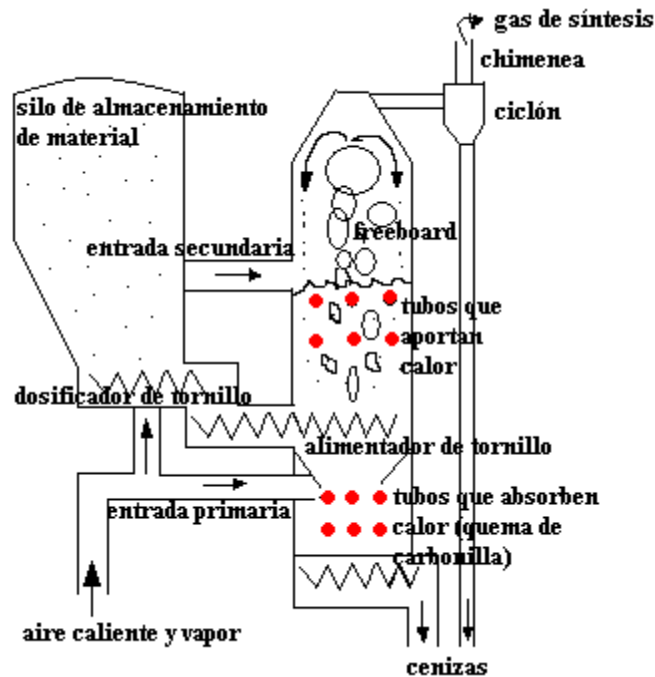
Estos sistemas ofrecen una gran flexibilidad en cuanto al material de alimentación, debido al fácil control de la temperatura, que puede mantenerse por debajo del punto de fusión de las cenizas, y a su capacidad de funcionar con materiales blandos y de grano fino sin la necesidad de un proceso de elaboración previo. No obstante, con algunos combustibles pueden producirse problemas en cuanto a la alimentación, inestabilidad del lecho y entrada de cenizas volantes en los conductos destinados al gas.

En los sistemas de lecho fluidizado se tienen algunos problemas como pueden ser el elevado nivel de alquitrán en el gas producido, la combustión incompleta del carbono y la mala respuesta frente a los cambios de carga. Debido al equipo de control, necesario para hacer frente a este último inconveniente, no se prevén gasificadores muy pequeños, estimándose su campo de aplicación, en principio, por encima de los 500 kilovatios (al eje). Existen tres tipos de lecho fluidizado: burbujeante, circulante y “*twin-bed*”:

- ***Lecho fluidizado burbujeante:***

El lecho fluidizado burbujeante comprende un grado de fluidización que se consigue por el paso de aire y está contenido todo en una vasija, hecha de material refractario, para evitar la pérdida de calor; o también puede absorber el calor a través de tubos por los cuales circula aire caliente [3]. La vasija, generalmente, reportaría calor con o sin tubos enterrados en los lechos. El espacio abierto sobre este lecho es conocido como “*freeboard*” y se estrecha con tubos para el aporte de calor. La entrada de aire secundario se encuentra aquí, donde se produce el conjunto de las reacciones endotérmicas, aunque esta entrada es opcional y depende del diseño. En la sección convectiva (“*back-pass*”), las superficies de transferencia

de calor soportan el aire más caliente. En la siguiente ilustración se muestra el esquema de esta configuración:

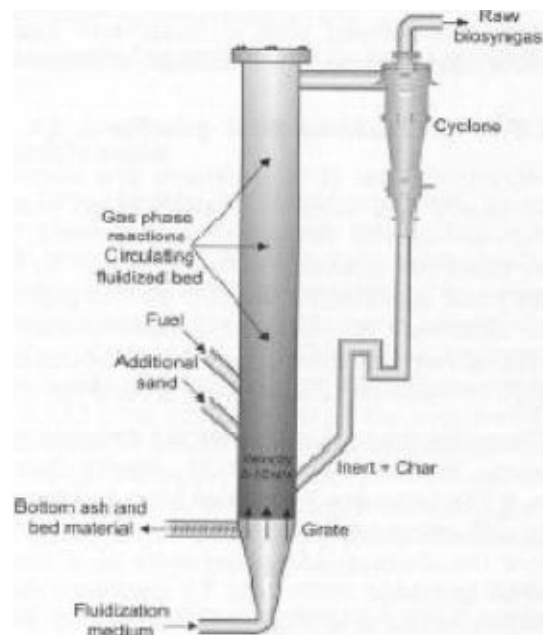


**Ilustración 9. Gasificador de lecho fluidizado burbujeante. Elaboración propia basada en las descripciones del D. Prabir Basu [3].**

- ***Lecho fluidizado circulante:***

En el lecho fluidizado circulante el combustible se quema en un régimen de fluidización rápida. La velocidad del gas es suficientemente rápida como para extraer todos los sólidos del reactor. La mayoría de los sólidos que dejan el reactor son capturados por un gas separador de sólidos para, posteriormente, ser recirculados a la base del reactor lo suficientemente rápido para causar el mínimo grado de mezclado vertical de sólidos en el reactor. El aire de combustión primario se inyecta a través del suelo del reactor y el secundario a través de los laterales a una cierta altura sobre el suelo del reactor. Se alimenta con el combustible en la sección inferior, donde se quema para generar calor. Una fracción de este calor se emplea para crear vapor, otra parte se pierde a través de las superficies del reactor y el resto se absorbe en la sección convectiva. Generalmente, un gasificador de lecho fluidizado circulante se compone de: vasija, ciclón, recirculador de sólidos e

intercambiador de calor externo (éste último es opcional). En la siguiente ilustración se muestra el esquema de esta configuración:



**Ilustración 10. Gasificador de lecho fluidizado circulante [10].**

- ***Lecho fluidizado twin-bed:***

La gasificación mediante lechos fluidizados “*twin-bed*” es un tipo indirecto de gasificación que produce un gas a media temperatura, aproximadamente 800 °C, libre de nitrógeno y con un alto contenido en metano.

El objetivo es producir un gas que pueda ser introducido en una red de gas natural. Por este motivo, el gas producido mediante estos gasificadores se denomina bio-SNG (*Substitute Natural Gas*). En este gas se han de encontrar las mismas propiedades que en el gas natural.

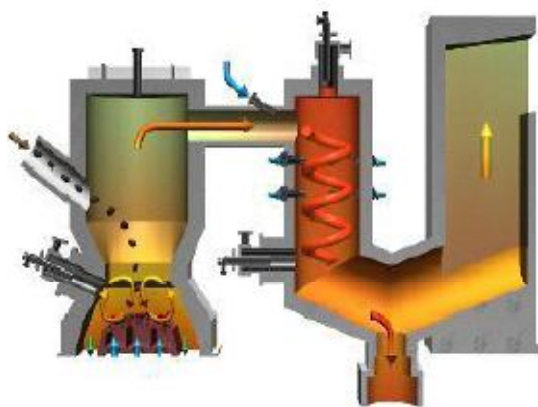
El proceso de gasificación necesita una cantidad de calor para producir el *syngas* y este calor, normalmente, se extrae por combustión de parte del combustible que está siendo gasificado.

Con aire como medio de combustión directa se produce gas a baja temperatura con nitrógeno en su composición. Por su parte, la gasificación indirecta produce un gas a mayor temperatura, ya que separa el calor consumido, en la gasificación, del calor producido, en la

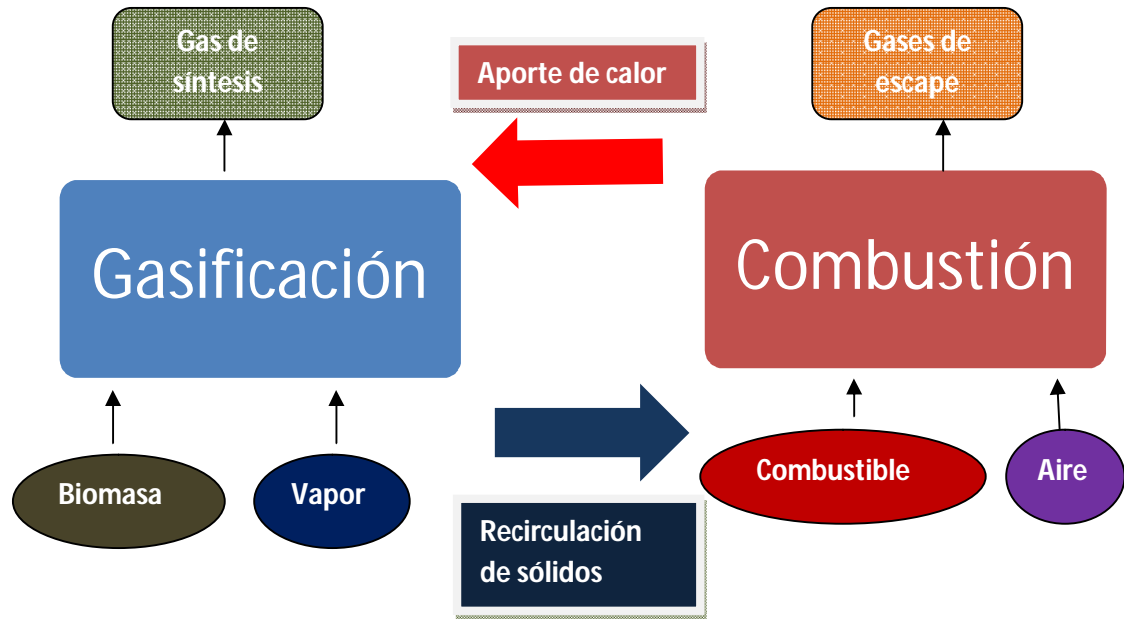
combustión. El nitrógeno existente en el *syngas* será el resultado del nitrógeno contenido en el combustible o debido a una pequeña purga usada en la gasificación.

Por tanto, el proceso de gasificación mediante lechos fluidizados con topología “*twin-bed*” utiliza dos reactores de lecho fluidizado. La biomasa entra en el primer reactor donde es gasificada con vapor de agua y el *char* remanente es transportado al segundo reactor, donde es quemado con aire para producir el calor necesario en la gasificación. El calor producido es llevado al reactor de gasificación con material de lecho, normalmente arena. Los gases de escape de la combustión del *char* y el obtenido de la gasificación tienen salidas totalmente independientes del sistema y no se mezclan en ningún momento.

Xu (2006) llevó a cabo estudios para determinar la combinación de reactores de lechos fluidizados más eficiente para obtener un proceso de gasificación mediante topología *twin-bed*. Sus pruebas muestran que un reactor de lecho fluidizado burbujeante como gasificador y un reactor de lecho fluidizado circulante como combustor es la combinación más eficiente. En la ilustración 11 se muestra una vista de cómo sería un gasificador “*twin-bed*” y en la ilustración 12 se expone un esquema de su funcionamiento.



**Ilustración 11.** Gasificador de lecho fluidizado con topología “*twin-bed*”. Imagen extraída de la web [www.uhu.es](http://www.uhu.es), *Inerco, ingeniería, tecnología y consultoría. Tecnología de gasificación de biomasa.*



**Ilustración 12.** Esquema de funcionamiento de un gasificador de lecho fluidizado con topología "twin-bed". Elaboración propia.

- **Lecho de chorro:**

Los lechos de chorro [17] se encuentran en muchas aplicaciones tales como: calentamientos, enfriamientos, secados, granulación, mezclados y revestimiento de partículas. Estos lechos son muy usados en procesos de combustión y gasificación. El lecho de chorro convencional consiste en un reactor de forma cónica, o cilíndrico-cónica, con un orificio en la base cónica del reactor. Por este orificio se inyecta fluido a alta velocidad, causando que las partículas se eleven, formando chorros. Tras llegar a cierto nivel sobre el centro del lecho sólido de partículas, las partículas que forman los chorros vuelven a caer entre el chorro y la pared del reactor, dando la sensación de formar una fuente. Las partículas vuelven a elevarse por el fluido que entra y se repite el mismo proceso, como muestra la siguiente ilustración:



**Ilustración 13.** Ejemplo de lecho de chorro (*spouted bed*). Imagen extraída de <http://www.itm.dp.ua/ENG/StructureInstitute/12.html>.

### 3.3.5. Agentes gasificantes

Dependiendo del agente gasificante empleado se producen distintos efectos en la gasificación, y el *syngas* varía en su composición y poder calorífico.

Si se emplea aire para gasificar, parte de la biomasa procesada se quema con el oxígeno presente y el resto de la biomasa sufre la reducción. Sin embargo, el 50% del *syngas* es nitrógeno y, en términos de poder calorífico, el gas ronda los 5,5 MJ/kg. Este *syngas* es apropiado para motores de combustión interna convencionales, puesto que como materia prima para la síntesis del metanol es un gas pobre.

La gasificación con vapor de agua u oxígeno mejora el rendimiento global y aumenta la proporción de hidrógeno en el gas de síntesis. Resulta el sistema más adecuado de producir *syngas* si se desea emplearlo como materia prima para producir metanol o gasolina

sintética. Aunque si bien el aire es gratuito, la producción de vapor de agua parece ser insuficiente a partir del calor contenido en el gas de síntesis, principalmente por las dificultades en el mantenimiento de la adiabaticidad en un sistema a escala industrial, siendo el suministro de calor problemático en el diseño de reactores a gran escala [3]. Por otra parte, el oxígeno supone un coste energético y económico que se debe tener en cuenta.

Según algunos estudios [15], aumentos en el vapor de agua en el agente gasificante originan una reducción en la temperatura de llama adiabática. También se observa que, cuando se incrementa la relación oxígeno/biomasa, se genera una reducción del poder calorífico del gas de síntesis obtenido, porque se producen mayores temperaturas de reacción, acercando el proceso más a la combustión.

Cuando el proceso se lleva a cabo de forma autotérmica, sin fuentes de calor independientes del gasificador, la adición de vapor de agua a baja presión y en condiciones cercanas a la saturación conlleva un decremento en la temperatura del gasificador. Esta opción puede resultar interesante, puesto que la presencia de una pequeña cantidad de vapor favorece las reacciones de reformado y gasificación. Aunque, resulta obvio que el nivel térmico en el reactor debe mantenerse razonablemente alto para promover estas reacciones.

Otra opción de agente gasificante es el hidrógeno, pues permite la obtención de un *syngas* que puede sustituir al gas natural, ya que puede alcanzar un poder calorífico de 30 MJ/kg. Aunque, el hidrógeno es el mejor de los combustibles, susceptible de utilizarse en cualquier dispositivo termoquímico o electroquímico, por lo que no es muy recomendable su uso como agente gasificante en el ámbito industrial, exceptuando los casos en los que se consideren excedentes de baja pureza, no aptos para otra aplicación, como una pila de combustible.

### ***3.3.6. Elección del tipo de proceso de gasificación***

La elección del método para llevar a cabo el proceso de gasificación debe tener en cuenta diversos factores como son el tamaño y la forma del residuo a gasificar; el aprovechamiento que se vaya a hacer de la energía del gas resultante, ya sea para

proporcionar energía térmica o eléctrica o la combinación de las dos opciones, mediante sistemas de cogeneración; y los condicionantes económicos, técnicos y ambientales.

Los agentes gasificantes pueden ser hidrógeno, aire y aire enriquecido con oxígeno y/o vapor de agua. Su elección depende de las circunstancias económicas del proyecto, siendo el aire lo más barato y el hidrógeno lo más caro. En esta decisión también se tienen en cuenta las propiedades del gas resultante que dependen, a su vez, de la aplicación o proceso donde éste se vaya a utilizar. Por otro lado, los condicionantes técnicos intervienen tanto en los sistemas de acondicionamiento como de aprovechamiento del gas de síntesis.

Los condicionantes ambientales determinarán la escala del reactor, siendo reactores de menor tamaño dedicados a la producción de gas para usos locales, cerca de la producción de biomasa, y reactores de mayor escala dedicados a la producción de gas para aplicaciones industriales de mayor envergadura. Aunque el diseño de estos reactores fundamentado en los futuros usos del gas de síntesis puede conducir a resultados inesperados, como la ausencia imprevista de recursos de biomasa, generación de grandes emisiones debido al transporte de recursos, incremento en el precio de recursos utilizados en la planta debido a una mala previsión... Es decir, un estudio erróneo o insuficiente puede llevar a que el reactor tenga un gran impacto ambiental negativo en la zona, teniendo como última consecuencia el cierre de la planta.

Por consiguiente, un diseño eficiente debe contemplar las fuentes de biomasa existentes en la zona, las que tengan una amplia cobertura en el territorio y que, además, se caractericen por un ciclo, relativamente, rápido en su reposición. A partir de este estudio se pueden determinar los recursos potenciales de los que se podrá servir la futura planta. Con el objeto de minimizar el impacto ambiental de la futura planta, se debe realizar un estudio de los usos tanto en el pasado, como en la actualidad y en el futuro de dichos recursos. Tras estas consideraciones, finalmente, se concluirán los recursos que son utilizables y se podrá seleccionar la tecnología de transformación más apropiada.

La tecnología de gasificación no es de aplicación universal y cada biomasa exige un tratamiento específico. Mientras que la selección del gasificador requiere conocer las propiedades de la biomasa, el diseño del mismo exige conocer el fenómeno termoquímico



por completo. Entre otros parámetros, se han de conocer el poder calorífico de la biomasa, la humedad presente en el residuo y en el agente gasificante, el dosado relativo de gasificación y, por supuesto, el tipo de biomasa.

Finalmente, el desarrollo de este tipo de equipos está relacionado con el estudio de modelos que permitan caracterizar el proceso de gasificación tanto desde el punto de vista de balances de materia, energía y exergía, como modelos que permitan diagnosticar el desempeño del proceso partiendo de medidas experimentales del proceso en tiempo real.

Cuando se plantea un nuevo proceso físico o químico a escala comercial, resulta crucial una elección apropiada del modelo de contacto. Para reacciones catalíticas la elección normalmente está entre el lecho fijo y el fluidizado en sus diferentes formas [7]. Para reacciones no catalíticas de fluido-sólido la elección se encuentra entre lechos móviles y fluidizados, pero no fijos. Para operaciones de tipo físico, tales como el calentamiento, enfriamiento y secado de sólidos o adsorción de volátiles de sólidos, también se pueden considerar lechos de chorro [17]. Pero para cualquiera que sea el diseño final, no se necesita usar ese mismo patrón de contacto en los ensayos iniciales a pequeña escala, resulta oportuno realizar distintas pruebas, evaluar los resultados, antiguos ensayos y experiencias, éxitos y fracasos y, en caso de poder asumir los riesgos derivados de la decisión, seguir adelante con el proyecto.

El diseño de procesos con lechos fluidizados es a menudo más complejo que para otros modelos de contacto, pero no siempre. Todo depende del tipo de operación que nos ocupe, de la reacción catalítica, de la reacción gas-sólido, del proceso físico o de la generación de sólidos a partir de gas, como, por ejemplo, la producción de polietileno. En cualquier caso, cuando las consideraciones técnicas y económicas indican el uso de un lecho fluidizado, entonces se debe hacer frente a las posibles dificultades y complicaciones, minimizando las incertidumbres obteniendo la información pertinente a partir de los conocimientos adquiridos y avances realizados en los últimos cuarenta años [7].

El análisis de la viabilidad de cualquier planta depende de los ingresos por la producción de electricidad que tienen que cubrir los costes totales a lo referente a los sistemas elegidos. En el caso de los sistemas de cogeneración, el análisis de la viabilidad también depende del

ahorro energético por producir calor útil, sustituyendo la producción de calor mediante métodos convencionales. Estudios internacionales demuestran una tendencia a aumentar las tarifas subvencionadas de electricidad; es por ello que la inversión en sistemas de cogeneración anima a muchos y, en algunos casos, el periodo de reembolso obtenido es entre 2.5 y 4 años [23].

En las siguientes tablas se muestran las primas para la producción de potencia en régimen especial, según el Real Decreto 661/2007, del 25 de mayo, en sus artículos 41 y 42, respectivamente:

**Tabla 4. Tarifas y primas para instalaciones de la categoría b), grupos b.6, b.7 y b.8: biomasa y biogás, según lo establecido en el artículo 41 del Real Decreto 661/2007 del 25 de mayo.**

Grupo	Subgrupo	Potencia	Plazo	Tarifa regulada c€/kWh	Prima de referencia c€/kWh	Límite Superior c€/kWh	Límite Inferior c€/kWh
b.6	b.6.1	$P \leq 2$ MW	primeros 15 años	15,8890	11,5294	16,6300	15,4100
			a partir de entonces	11,7931	0,0000		
		$2 \text{ MW} \leq P$	primeros 15 años	14,6590	10,0964	15,0900	14,2700
			a partir de entonces	12,3470	0,0000		
	b.6.2	$P \leq 2$ MW	primeros 15 años	12,5710	8,2114	13,3100	12,0900
			a partir de entonces	8,4752	0,0000		
		$2 \text{ MW} \leq P$	primeros 15 años	10,7540	6,1914	11,1900	10,3790
			a partir de entonces	8,0660	0,0000		
	b.6.3	$P \leq 2$ MW	primeros 15 años	12,5710	8,2114	13,3100	12,0900
			a partir de entonces	8,4752	0,0000		
		$2 \text{ MW} \leq P$	primeros 15 años	11,8294	7,2674	12,2600	11,4400
			a partir de entonces	8,0660	0,0000		
b.7	b.7.1		primeros 15 años	7,9920	3,7784	8,9600	7,4400
			a partir de entonces	6,5100	0,0000		
	b.7.2	$P \leq 500$ kW	primeros 15 años	13,0690	9,7696	15,3300	12,3500
			a partir de entonces	6,5100	0,0000		
		$500 \text{ kW} \leq P$	primeros 15 años	9,6800	5,7774	11,0300	9,5500
			a partir de entonces	6,5100	0,0000		
	b.7.3		primeros 15 años	5,3600	3,0844	8,3300	5,1000
			a partir de entonces	5,3600	0,0000		
b.8	b.8.1	$P \leq 2$ MW	primeros 15 años	12,5710	8,2114	13,3100	12,0900
			a partir de entonces	8,4752	0,0000		
		$2 \text{ MW} \leq P$	primeros 15 años	10,7540	6,1914	11,1900	10,3790
			a partir de entonces	8,0660	0,0000		
	b.8.2	$P \leq 2$ MW	primeros 15 años	9,2800	4,9214	10,0200	8,7900
			a partir de entonces	6,5100	0,0000		
		$2 \text{ MW} \leq P$	primeros 15 años	6,5080	1,9454	6,9400	6,1200
			a partir de entonces	6,5080	0,0000		
	b.8.3	$P \leq 2$ MW	primeros 15 años	9,2800	5,1696	10,0200	8,7900
			a partir de entonces	6,5100	0,0000		
		$2 \text{ MW} \leq P$	primeros 15 años	8,0000	3,2199	9,0000	7,5000
			a partir de entonces	6,5080	0,0000		

**Tabla 5. Tarifas y primas para instalaciones de la categoría c): residuos, según lo establecido en el artículo 42 del Real Decreto 661/2007 del 25 de mayo.**

Grupo	Tarifa regulada c€/kWh	Prima de referencia c€/kWh
c.1 .....	5,36	2,30
c.2 .....	5,36	2,30
c.3 .....	3,83	2,30
c.4 .....	5,20	1,74

## 4. MODELO COMPUTACIONAL

### 4.1. Modelos dimensionales

Los modelos dimensionales son herramientas computacionales que permiten una gran versatilidad a la hora de estudiar el proceso de gasificación, puesto que, resulta posible simular de manera acertada cualquier tipo de combustible lignocelulósico con diferentes tamaños de partícula y poder calorífico. Además, se pueden estudiar distintos tipos de agente gasificante, temperatura de entrada y caudal. También, se puede analizar el efecto del diseño térmico y geométrico de los reactores en el proceso, lo que convierte a tales planteamientos en valiosas herramientas de apoyo para el diseño del gasificador.

En el presente proyecto la herramienta computacional utilizada es el programa de cálculo Matlab ®. Ha servido para crear un código que sirve para simular un proceso de gasificación con un esquema de reacciones simple, de manera unidimensional y estacionaria, en un lecho fluidizado de un determinado material de origen biomásico, a una temperatura y presión dadas. Además, para simplificar el ensayo se considera el reactor isoterma y adiabático.

### 4.2. Hipótesis del modelo

Para abordar cualquier cuestión de origen real se han de realizar ciertas simplificaciones que disminuyan la complejidad inicial y permitan al diseñador centrarse en los aspectos que crea que son de mayor interés para el análisis. Las hipótesis seguidas en el modelo son las siguientes:

### ***4.2.1. Hipótesis referentes a las condiciones de presión y temperatura del reactor***

- El tamaño de las partículas de combustible influye poco (en torno a un 1-3%) en combustibles de poca ceniza. Lo contrario sucede en combustibles que generan mucha ceniza [3].
- La quema de carbonilla en la sección inferior de la vasija proporciona el calor suficiente para las acciones endotérmicas de gasificación [3].
- La temperatura de la combustión del lecho fluidizado se mantiene en un rango de 800 a 900 °C gracias al calor desprendido de la zona de combustión y/o al calor absorbido de los tubos enterrados en el lecho en la zona del *freeboard* del reactor[3](ver ilustración 9). Además, la temperatura dentro del gasificador se considera que está en torno a 1000-1200 grados Kelvin, aproximadamente, y se le supone isoterma [12].
- La presión de trabajo es igual que la presión atmosférica [12].

### ***4.2.2. Hipótesis referentes a la química de reacción***

- El sistema se supone en equilibrio [12].
- El combustible reacciona con oxígeno y vapor para producir gases de combustibles sintéticos, compuestos principalmente por hidrógeno y monóxido de carbono y pequeñas cantidades de metano [12].
- El gas producido puede contener grandes cantidades de vapor que no ha reaccionado y CO<sub>2</sub> [12].
- El vapor es el mayor medio para la gasificación [3].

- La devolatilización tiene lugar instantáneamente a la entrada del lecho y produce volátiles:  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ... Y *char*. Los productos volátiles están distribuidos uniformemente en la fase de emulsión, asumiendo la buena mezcla de sólidos [12].

### 4.2.3. *Hipótesis referentes al balance de materia*

- El combustible y el agente gasificante son continuamente vertidos en el reactor [12]. Además existe equilibrio en el balance de materia. A este respecto, el reactor funciona en régimen estacionario.
- Se tiene en cuenta la transferencia de masa entre partículas y la fase de emulsión del gas, y entre las burbujas y las fases de emulsión, debidas a difusión molecular (diferencias de concentración) y a la convección (exceso de gas desde la fase de emulsión a la de burbuja). El flujo neto en el mecanismo de transferencia juega un importante rol [12].

### 4.2.4. *Hipótesis para el comportamiento hidrodinámico*

- El análisis es unidimensional, en la dirección  $z$ , en la coordenada vertical del reactor [12].
- El comportamiento hidrodinámico del lecho fluidizado es descrito según la Teoría de las 2 Fases: la fase de emulsión se encuentra en un estado de fluidización incipiente y todos los gases de exceso fluyen a través del lecho como burbujas [12].
- El estado de fluidización es mantenido en el modo burbujeante. La velocidad máxima superficial del gas en un flujo burbujeante está limitada por el diámetro medio de la burbuja en el lecho. Si el diámetro de la burbuja es más grande que 0,6

veces el diámetro del lecho, entonces se dice que el lecho opera en “*slugging mode*” (ilustraciones 4.2e y 4.2f) [12].

- El tamaño de las burbujas en el lecho depende de la altura del lecho. Las burbujas tienen un tamaño uniforme en toda la sección del lecho pero crecen por coalescencia con otras burbujas y adición del gas que atraviesa el lecho [12].
- Las burbujas se forman tan pronto como la velocidad del gas excede la mínima velocidad de fluidización [12].
- La coalescencia de burbujas y el flujo neto permiten incrementar el tamaño de la burbuja según aumenta la altura del lecho [12].
- Las partículas de biomasa son esféricas y de tamaño uniforme. No se usan medios de lecho inerte tales como tierra [12].

### 4.2.5. Hipótesis asumidas en un lecho fluidizado

- La presión estática a cualquier altura es, aproximadamente, igual al peso de los sólidos del lecho por unidad de área sobre ese nivel [3].
- Un objeto más denso que el lecho se hunde, mientras que otro más ligero flota [3].
- Los sólidos del lecho pueden ser drenados como un líquido a través de un orificio [3].
- La superficie del lecho tiene un nivel horizontal, independientemente de la forma del recipiente donde se aloje. Es decir, el lecho asume la forma de la vasija [3]. La vasija del reactor tiene forma de cilindro, sin tener en cuenta las formas convectivas

que, en la realidad, sí están presentes en el diseño del reactor y que sirven para facilitar el flujo de salida de cenizas, gas de síntesis, etc.

- Las partículas están bien mezcladas y el lecho mantiene una temperatura casi uniforme en todo su cuerpo cuando se calienta [3].

#### 4.3. Motor de la simulación

En el caso de este proyecto se ha escogido como método de cálculo el que ofrece Matlab® para evaluar ecuaciones diferenciales ordinarias (EDO's u *ODE's*, en inglés). La estructura que se debe plantear adquiere la siguiente expresión:

Ecuación 4. 1

$$[t, y] = \text{solver}(\text{odefun}, \text{tspan}, y_0, \text{options})$$

El método de resolución empleado, o “*solver*”, evalúa la ecuación diferencial ordinaria, u “*odefun*”, para un rango de valores “*t*”, donde la condición inicial “*t<sub>o</sub>*” y la condición final “*t<sub>f</sub>*” se incluyen en el vector “*tspan*”, puesto que este vector muestra el intervalo de integración. En esta expresión, “*y<sub>o</sub>*” es un vector de valores al inicio del parámetro “*y*”. Por último, “*options*” da la oportunidad de cambiar las propiedades de integración por defecto a través de una estructura opcional de parámetros como, por ejemplo, la tolerancia al error absoluto en el cálculo. El resultado de esta evaluación es una matriz de valores “*y*”, donde cada fila se corresponde con la coordenada de espacio o tiempo “*t*”, dependiendo de con qué se esté comparando.

Matlab® ofrece distintas alternativas en función del tipo de problema que se esté estudiando, dependiendo de su complejidad y de la precisión que se desee obtener:



**Tabla 6. Características de los distintos métodos de resolución para los sistemas de ecuaciones diferenciales ordinarias. Adaptada del manual de Matlab ®.**

Método	Tipo de problema	Precisión	Cuándo usar
<b>ode45</b>	No rígido	Media	La mayoría de las veces. De hecho debería ser siempre nuestra primera elección, para luego probar otros métodos y mejorar la precisión.
<b>ode23</b>	No rígido	Baja	Si utilizamos tolerancias de error grandes o estudiamos problemas moderadamente complicados.
<b>ode113</b>	No rígido	De baja a alta	Si se utilizan estrictas tolerancias de error o se resuelve un código de cómputo intensivo.
<b>ode15s</b>	Rígido	De baja a media	Si ode45 resulta lento (en sistemas rígidos) o se trata de una matriz de esfuerzos, deformaciones, momentos o productos de inercia.
<b>ode23s</b>	Rígido	Baja	Si se utilizan tolerancias de error bajas para resolver sistemas rígidos o si se trata de una matriz de constantes másicas.

El método de resolución de ecuaciones diferenciales ordinarias utilizado es el “*ode113*”, puesto que, en el caso de estudio, se trata de un sistema complejo, en el que hay un sistema

de ecuaciones amplio que depende de la coordenada “ $z$ ” del reactor y donde se pueden aplicar tolerancias de error pequeñas, en el caso en el que se decida aumentar la precisión del cálculo, y con ello el tiempo de resolución.

#### 4.4. Algoritmo de cálculo

Para calcular las concentraciones molares en cada piso se necesitan conocer los flujos molares en el mismo piso de cálculo. Como el valor del flujo molar del piso actual no se conoce, se asume el error de coger el valor del flujo molar del piso inmediatamente anterior. El siguiente paso es calcular la transferencia de masa entre fases. En el siguiente piso, o porción, de reactor y a partir de los nuevos flujos molares, se calculan de nuevo las concentraciones molares y presiones parciales para definir las velocidades de reacción. Hasta llegar a la porción última que coincide con la cota máxima  $z_f$  de lecho expandido.

#### 4.5. Discretización del reactor

El tanque se divide en un número finito de “porciones”, dependiendo del número de pasos que realice el algoritmo para el cálculo diferencial de ecuaciones ordinarias. Una porción cualquiera del reactor tiene el mismo nivel horizontal en toda su amplitud. La discretización se produce desde el nivel más bajo, en la base del reactor ( $z_0$ ), hasta la coordenada coincidente con la altura máxima del lecho expandido ( $z_f$ ). El tamaño de las porciones es variable y es función de la tolerancia al error en el algoritmo de cálculo diferencial de ecuaciones ordinarias. Si el error en el cálculo excede la tolerancia asumida en el algoritmo de cálculo, éste toma una “porción” más pequeña de reactor para proseguir con el cálculo bajo la tolerancia al error dada.

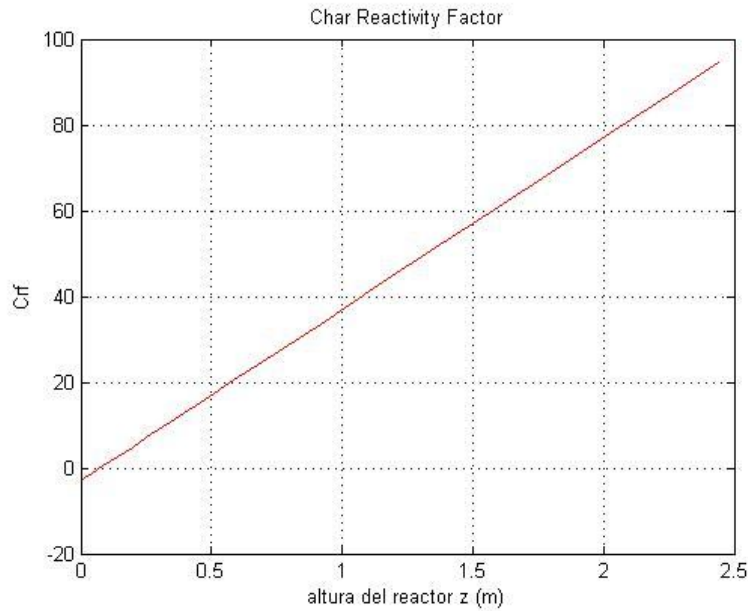
## 5. RESULTADOS OBTENIDOS

### 5.1. Ensayo inicial

Se han realizado múltiples simulaciones, variando parámetros como la temperatura del reactor, la fracción de materia volátil, el *Equivalence Ratio*, el estado de fluidización, etc., con objeto de determinar su grado de influencia. Como primer ejemplo, se muestran en este apartado los resultados para una temperatura de 1000 grados Kelvin; un diámetro del reactor igual a 1 metro; 500 orificios en la superficie del distribuidor, a la entrada de aire en el reactor; un estado de fluidización (EF) igual a 2; un *Equivalence Ratio* (ER) igual a 0.25; una fracción másica de materia volátil igual a 0.5; humedad relativa nula y un  $\phi$  de 0.8 para la ecuación 4.22 donde se define la velocidad visible.

Los datos de las fracciones másicas de biomasa a la entrada son extraídos a partir de los ensayos de Yan [12] en el reactor de Winkler y son:  $\chi_C = 64.7$ ;  $\chi_H = 4.9$ ;  $\chi_O = 24$ ;  $\chi_N = 0.5$ ;  $\chi_S = 1$ . Estos valores se introducen en la ecuación 4.31.

Para el diámetro seleccionado se obtiene la gráfica del coeficiente de reactividad del *char*:



**Ilustración 14.** Coeficiente de reactividad del *char*, según la ecuación 4.46, para un diámetro de reactor seleccionado igual a 1 metro.

Se desprende de la gráfica de la ilustración 14 que el coeficiente de reactividad del *char*, para utilizarlo en el sistema de reacciones heterogéneas, es de 50, puesto se escoge un valor medio.

Algunos parámetros indicativos son la velocidad mínima de fluidización (1.77 m/s) y, más concretamente, el número de Reynolds de mínima fluidización (452). Si se obtienen números de Reynolds inferiores a 200 no se puede alcanzar el régimen turbulento de los lechos fluidizados burbujeantes. El lecho expandido alcanza, en este caso, los 2.44 metros, altura que se corresponde con la coordenada vertical última evaluada en la simulación.

Los flujos molares iniciales de las distintas especies volátiles en la fase emulsión fueron:

$$\dot{f}_{CO,e} = 6.62 \text{ mol/s}$$

$$\dot{f}_{CO_2,e} = 2.18 \text{ mol/s}$$

$$\dot{f}_{O_2,e} = 7.14 \text{ mol/s}$$

$$\dot{F}_{H_2,e} = 20.75 \text{ mol/s}$$

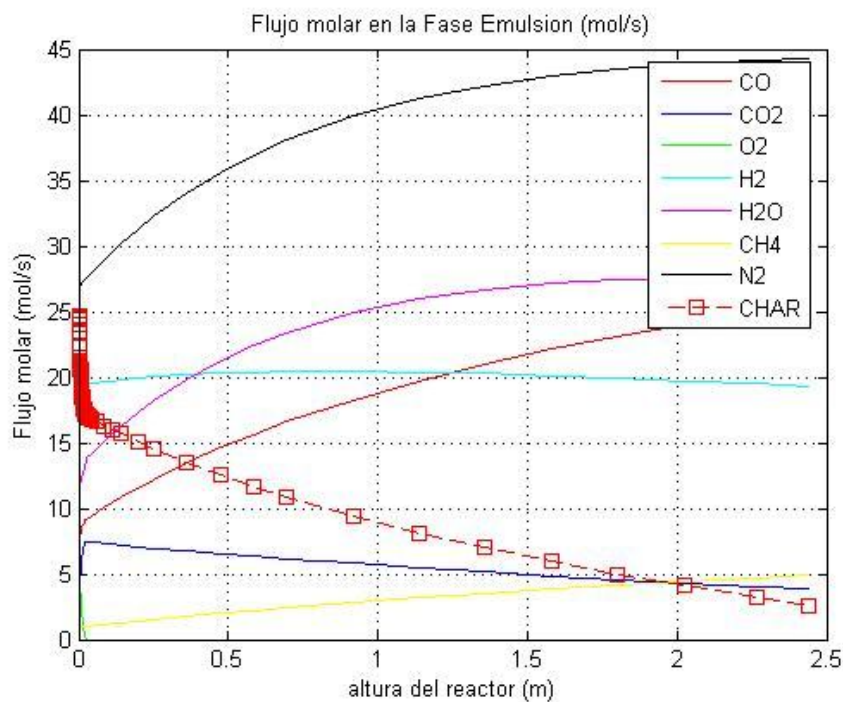
$$\dot{F}_{H_2O,e} = 11.63 \text{ mol/s}$$

$$\dot{F}_{CH_4,e} = 0.99 \text{ mol/s}$$

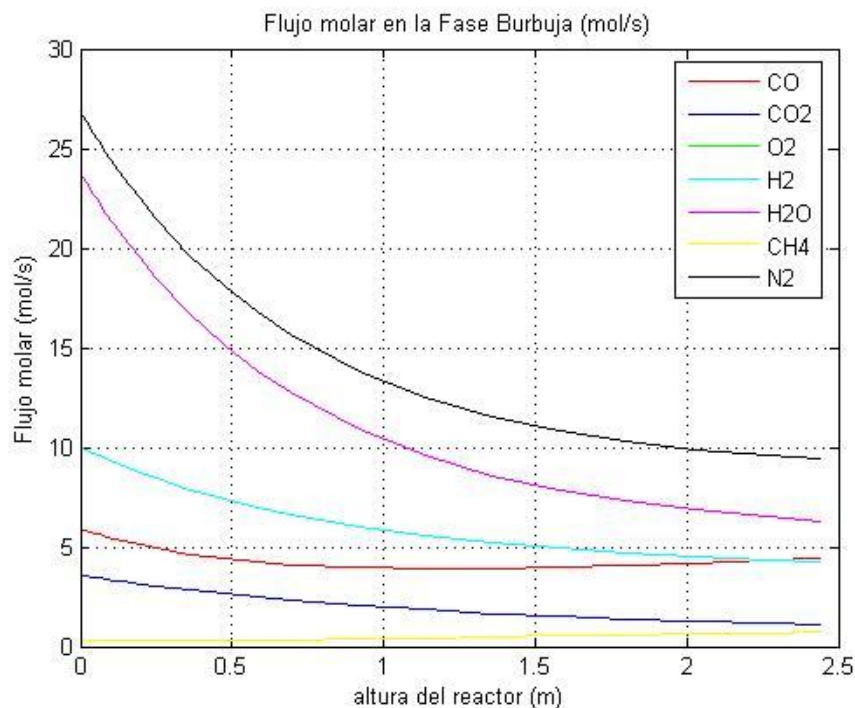
$$\dot{F}_{N_2,e} = 26.86 \text{ mol/s}$$

$$\dot{F}_{char,e} = 24.69 \text{ mol/s}$$

Para la fase burbuja los resultados son los mismos, exceptuando el *char*, que es nulo en esta fase. A continuación, se muestran las gráficas donde se observan los flujos molares a lo largo de todo el reactor para la fase emulsión, primero, y para la fase burbuja, después:



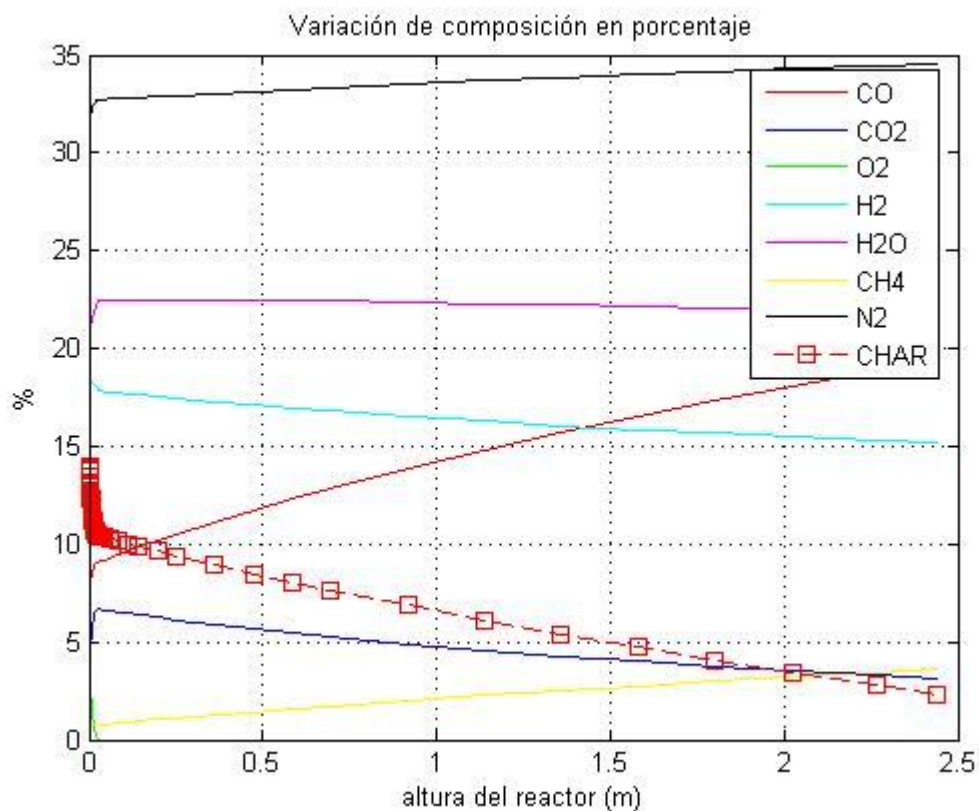
**Ilustración 15.** Gráfica de flujos molares por especie volátil en la fase emulsión a lo largo de la altura del reactor.



**Ilustración 16.** Gráfica de flujos molares por especie volátil en la fase burbuja a lo largo de la altura del reactor.

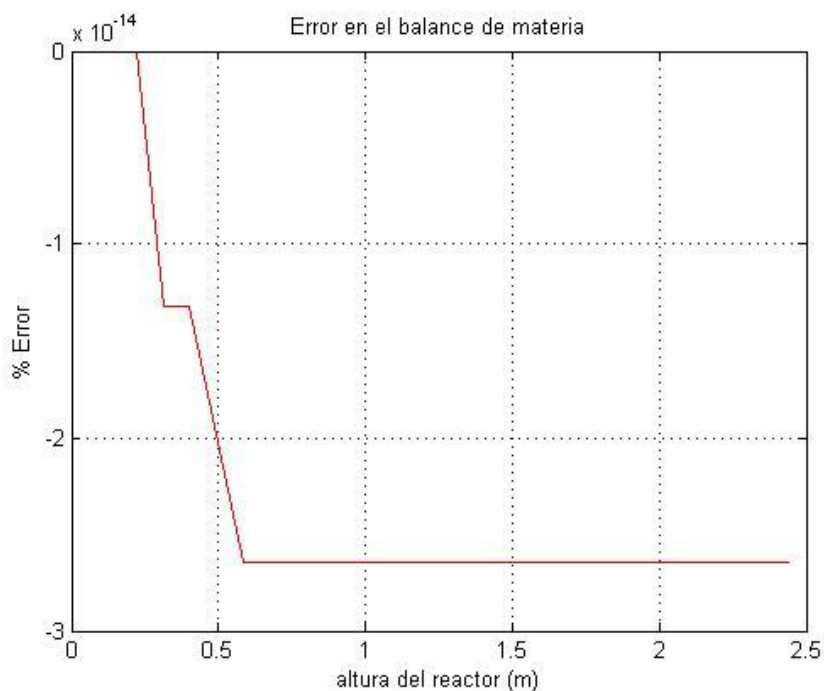
En las gráficas de las ilustraciones 15 y 16 se observan los cambios de valor en los flujos molares de las distintas especies debido, por un lado a los cambios de concentración (ecs. 3.73 y 3.74) entre las dos fases y, por otro, debido a las reacciones simuladas. El caso del nitrógeno es exclusivamente debido a los cambios de concentración en ambas fases (ecs. 3.73 y 3.74), ya que esta especie no interviene en ninguna reacción. El cambio en la concentración de nitrógeno en cada fase es producido por la variación de velocidad de las burbujas (ec. 3.19) que cambia a lo largo de la coordenada vertical del reactor.

En el conjunto de las fases emulsión y burbuja se produce un cambio de composición entre las especies reaccionantes. El oxígeno se agota rápidamente y el *char* se decrece en composición con la altura del reactor. Estos resultados se muestran en la siguiente ilustración:

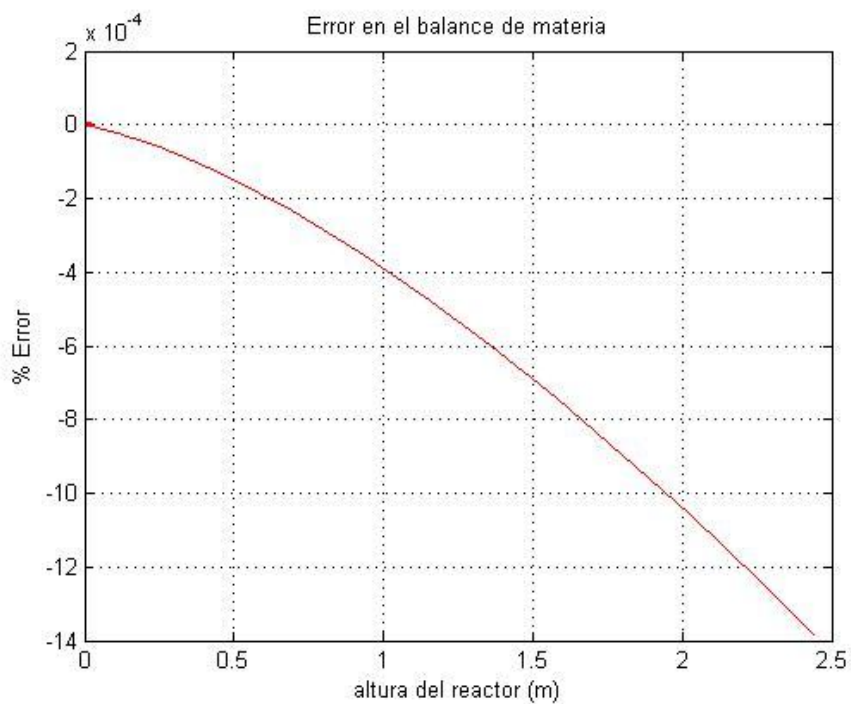


**Ilustración 17.** Gráfica que representa el cambio de composición, en porcentaje, de las especies volátiles en el conjunto de las dos fases.

Para determinar la fiabilidad del ensayo se recurre a la conservación de la materia entrante en el reactor. Se debe realizar un balance de materia sin reacciones en el reactor para valorar la precisión del ensayo en cuanto al cambio de composición entre fases debido a sólo diferencias de concentración. Si el error se ha mantenido bajo márgenes razonables, se puede avanzar en el estudio y testear la conservación de materia con reacciones. Este es el proceso seguido en el presente análisis, donde los resultados obtenidos fueron los siguientes:



**Ilustración 18.** Error en el balance de materia del sistema donde no se han incluido las reacciones. El error absoluto mayor es  $2.7 \cdot 10^{-14}\%$ .



**Ilustración 19.** Error en el balance de materia del sistema donde también se han incluido las reacciones. El error absoluto mayor es  $1.4 \cdot 10^{-3}\%$ .



El poder calorífico obtenido en la simulación es de  $6.15 \text{ MJ/m}^3$ , en condiciones normales de temperatura y presión. Este valor se ha obtenido a partir de los poderes caloríficos de las especies, en Mega Julios por cada metro cúbico en condiciones normales, multiplicados por el porcentaje de la especie en base seca, en el gas de síntesis obtenido:

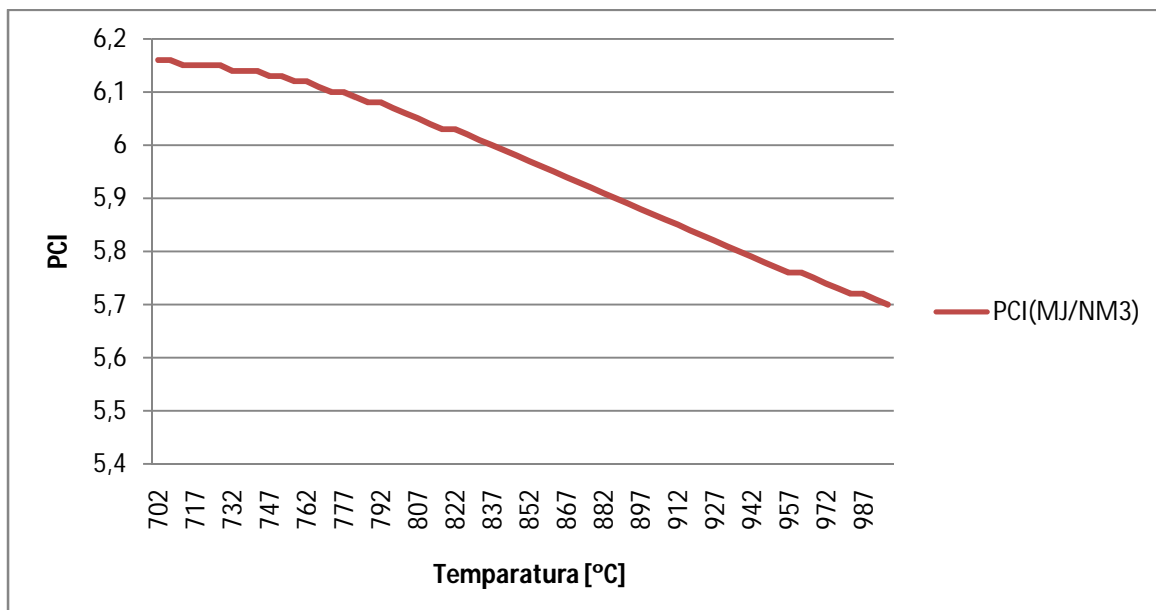
Ecuación 5. 1

$$PCI = \frac{(\%)Base_{secaCO} \cdot PCI_{CO} + (\%)Base_{secaH_2} \cdot PCI_{H_2} + (\%)Base_{secaCH_4} \cdot PCI_{CH_4}}{100}$$

## 5.2. Análisis de sensibilidad

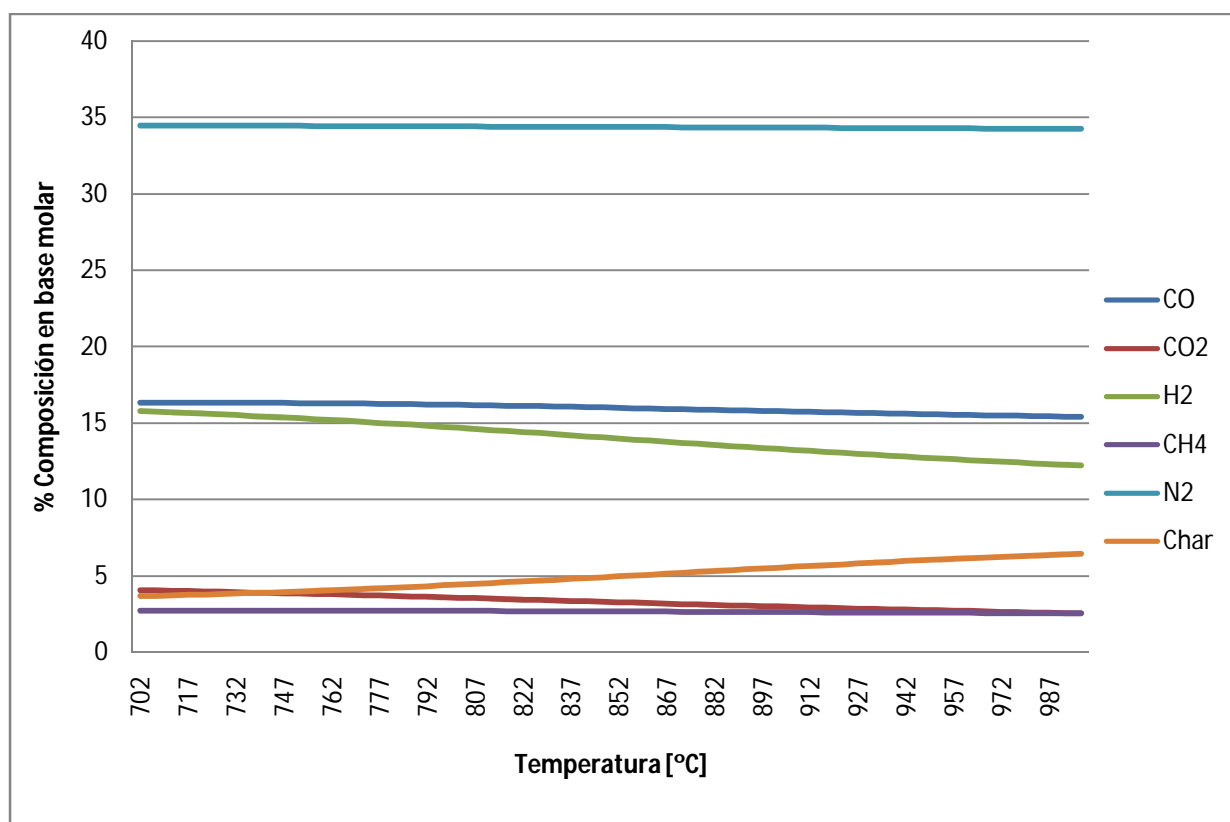
### 5.2.1. Efecto de la temperatura

La temperatura es uno de los parámetros de mayor influencia en los resultados obtenidos. Variando la temperatura y analizando los resultados para el gas de síntesis final, a la salida del reactor, se obtienen las siguientes gráficas:



**Ilustración 20.** Relación entre el poder calorífico inferior del gas obtenido, en  $\text{MJ/Nm}^3$ , y la temperatura de operación en el reactor, en  $^{\circ}\text{C}$ . Para un *equivalence ratio* igual a 0.25, estado de fluidización de 2, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.

Según muestra la gráfica de la ilustración 20, el Poder Calorífico Inferior (en adelante PCI) del gas de síntesis obtenido empeora con la temperatura. El D. Zaina [15] desarrolló un modelo de gasificador en lecho fijo de corrientes paralelas basado en el equilibrio, donde los resultados concluían que el PCI del gas se reduce al aumentar la temperatura en la zona de gasificación. Este resultado se debe a la disminución, también con la temperatura, de las especies que contribuyen al PCI y al aumento del *char*, como se explica a continuación:



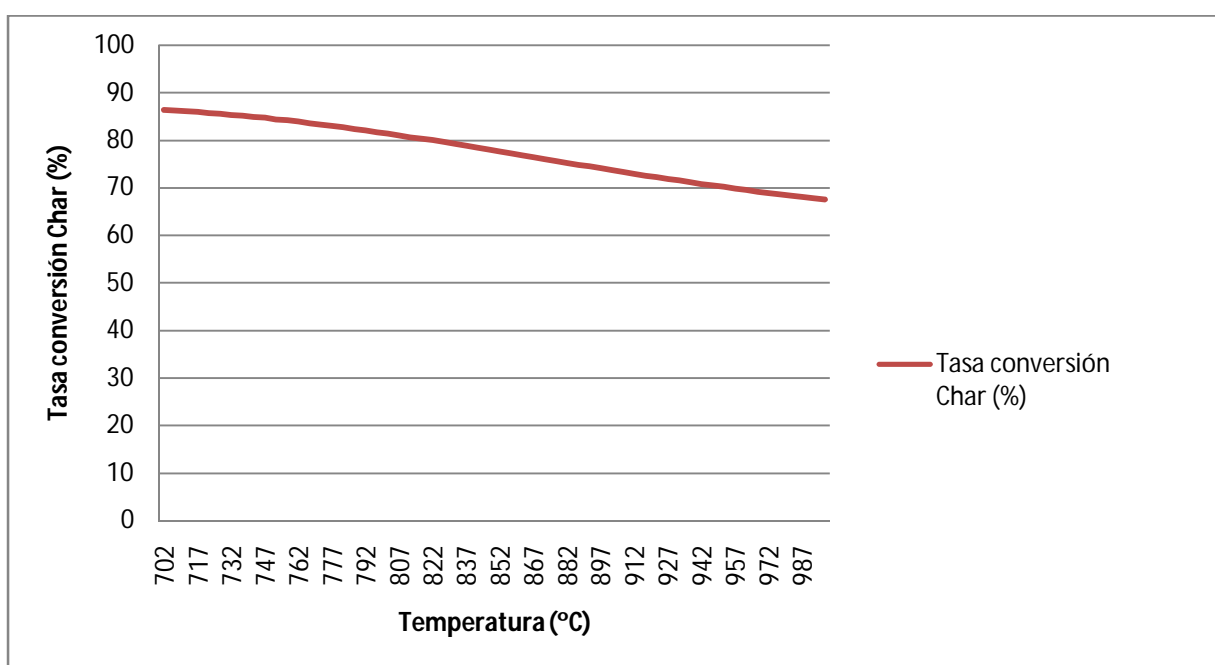
**Ilustración 21.** Porcentaje de composición de las distintas especies en base molar en función de la temperatura de operación en el reactor, en °C. Para un *equivalence ratio* igual a 0.25, estado de fluidización de 2, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.

Por debajo de la temperatura idónea para la gasificación (aproximadamente 900 °C) se espera un crecimiento con la temperatura del CO, H<sub>2</sub> y del CH<sub>4</sub>, y un descenso en la concentración de CO<sub>2</sub> según se aumenta la temperatura.

Según la gráfica de la ilustración 21, con el incremento de la temperatura se produce un descenso leve en las concentraciones de CO, H<sub>2</sub> y el CH<sub>4</sub>, contradiciendo las estimaciones realizadas. También, en la misma gráfica, se observa que el porcentaje de *char* obtenido es mayor con el aumento de la temperatura, obligando a analizar si la conversión de *char* mejora o no con la temperatura siguiendo esta expresión [5]:

Ecuación 5. 2

$$\text{Tasa conversión char} [\%] = \left\{ 1 - \frac{\text{char residual de la gasificación} [\text{mol/s}]}{\text{char a la entrada del reactor} [\text{mol/s}]} \right\} \cdot 100$$



**Ilustración 22.** Gráfica mostrando la dependencia de la conversión del *char* con la temperatura en el reactor. Para un *equivalence ratio* igual a 0.25, estado de fluidización de 2, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.

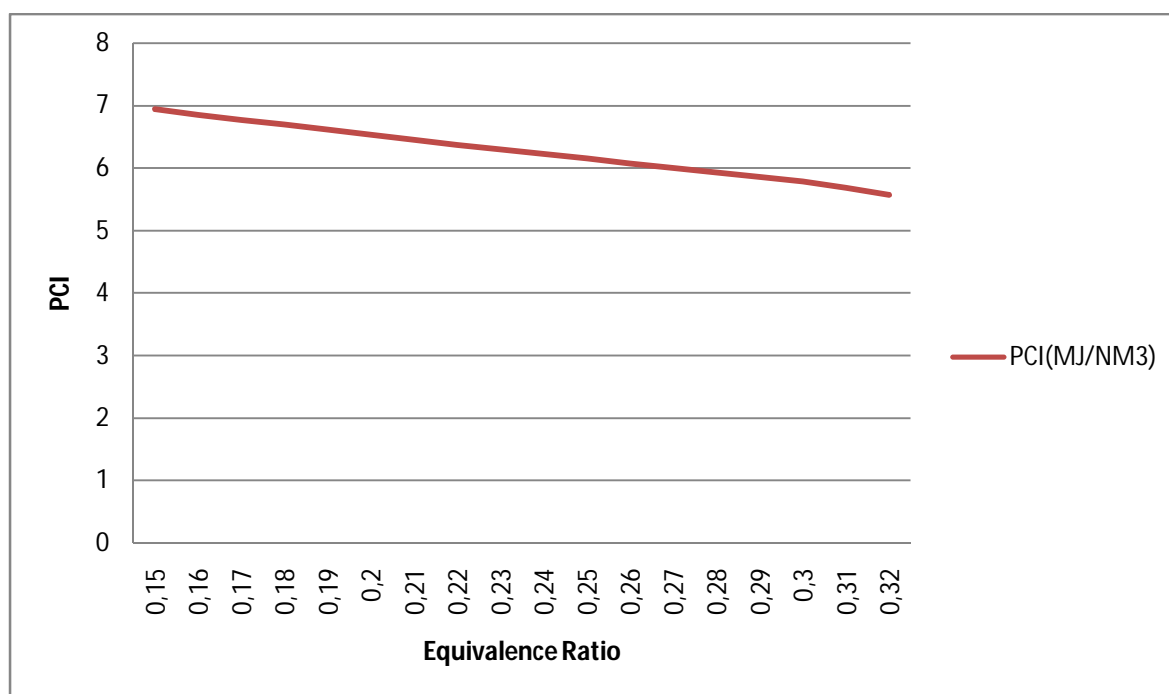
En la gráfica de la ilustración 22 se concluye que la conversión de *char* es menos eficiente según se aumenta la temperatura dentro del reactor. Una mayor temperatura en las fases de reacción endotérmicas tiene como consecuencia una mayor proporción de alquitranes en el gas de síntesis obtenido [15].

Si se analizan las reacciones donde interviene el *char*, R1, R2 y R3, se llega a la conclusión de que, a medida que se incrementa la temperatura, el consumo de *char* resulta menor. Esto es debido a que con el aumento de la temperatura hay menor disponibilidad de hidrógeno y

de dióxido de carbono para reaccionar con el *char* (ver ilustración 21). Una posible explicación a este resultado es que se haya llegado a un régimen demasiado turbulento que no favorece la conversión de *char* y se tenga que disminuir el parámetro que controla el estado de fluidización (EF) del lecho.

### 5.2.2. Efecto del Equivalence Ratio

Otro parámetro estudiado es el *Equivalence Ratio* (ER), definido según la ecuación 3.27. A partir de su definición, si el ER aumenta, manteniendo los demás parámetros de entrada constantes, significa que el caudal de combustible a la entrada del reactor, en este caso biomasa, disminuye. Por tanto, para la misma cantidad de aire se tiene menor combustible a medida que se incrementa el ER, teniendo su efecto en el poder calorífico inferior del gas de síntesis obtenido, como se aprecia en la siguiente ilustración:



**Ilustración 23.** Gráfica que representa la evolución del Poder Calorífico Inferior (PCI) del gas de síntesis obtenido a la salida del reactor al variar el *Equivalence Ratio*. Para una temperatura en el reactor de 1000 K, estado de fluidización (EF) de 2, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.

Como se observa en la gráfica de la ilustración 23, PCI frente a ER, para un valor mínimo de 0.15 de ER se obtiene el mayor PCI, en torno a  $7 \text{ MJ/Nm}^3$ . El PCI decrece, según aumentan los valores de ER, hasta, aproximadamente,  $5.5 \text{ MJ/Nm}^3$  para un ER de 0.3. Lo habitual, en este tipo de reactores, es obtener un gas de síntesis con un PCI entre los 4 y  $6 \text{ MJ/Nm}^3$ , aproximadamente.

Según algunos estudios [15], cuando se incrementa la relación oxígeno/biomasa, se genera una reducción del poder calorífico del gas de síntesis obtenido, porque se producen mayores temperaturas de reacción, acercando el proceso más a la combustión, como se ha expuesto para el caso de estudio con variación de temperatura.

En la siguiente ilustración se muestra la evolución de los porcentajes en composición en base molar de las distintas especies estudiadas a medida que se incrementa el valor del ER. Este aumento debe repercutir en las concentraciones de aire y biomasa puesto que, su variación, está directamente relacionado con las cantidades de aire y combustible que entran en el reactor.

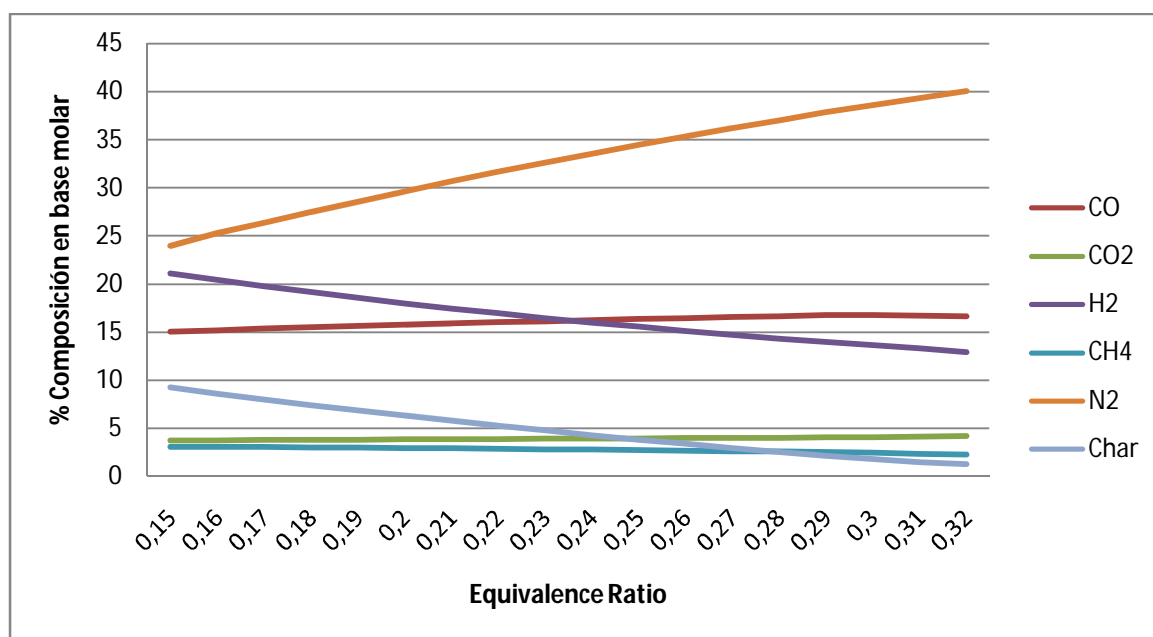
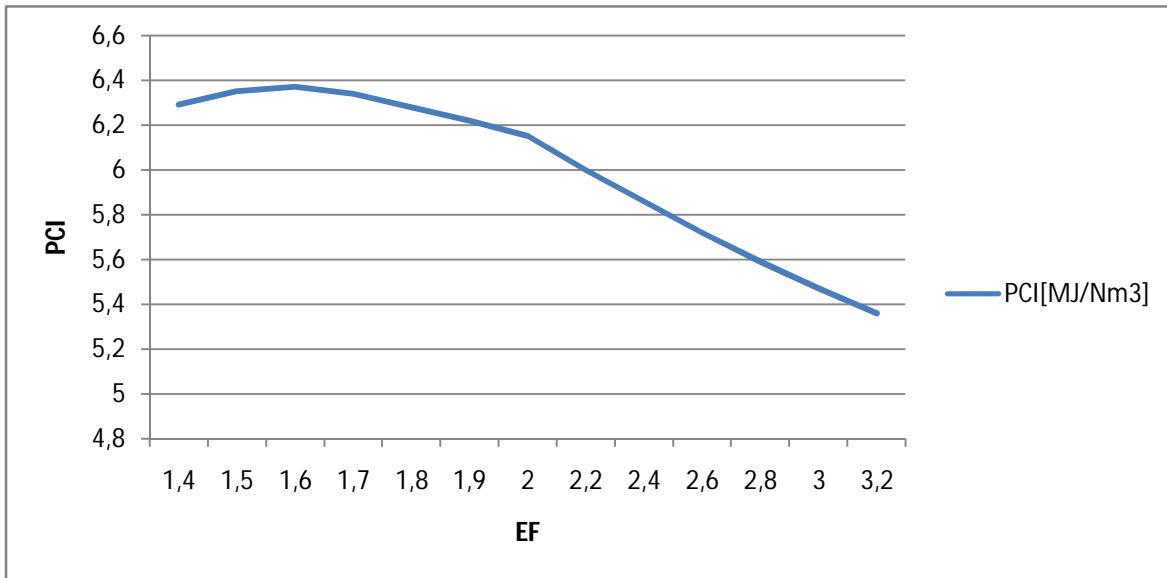


Ilustración 24. Gráfica que representa la variación en la composición en base molar de las distintas especies estudiadas a medida que se incrementa el ER. Para una temperatura en el reactor de 1000 K, estado de fluidización (EF) de 2, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.

En la ilustración 24 se pueden observar los cambios en la composición de las especies al variar el ER. El nitrógeno tiende a aumentar porque, al incrementar el ER, la relación aire/combustible es mayor. El dióxido y el monóxido de carbono tienen su origen en la conversión de char, al reaccionar éste con el oxígeno proveniente del aire de entrada; en la descomposición del metano y en la del monóxido, para el caso del CO<sub>2</sub>. Por tanto, al aumentar el ER, no se aprecian grandes cambios, puesto que la composición de *char* descende levemente, al igual que la del metano. La concentración del metano descende debido a que, con el aumento de los valores de ER, hay más oxígeno con el que reaccionar, que produce vapor de agua, que también es favorable para la propia descomposición del metano. Obviamente, la composición de nitrógeno aumenta y es que es un indicativo de que se está aumentando la relación aire/combustible.

### 5.2.3. *Efecto del Estado de Fluidización*

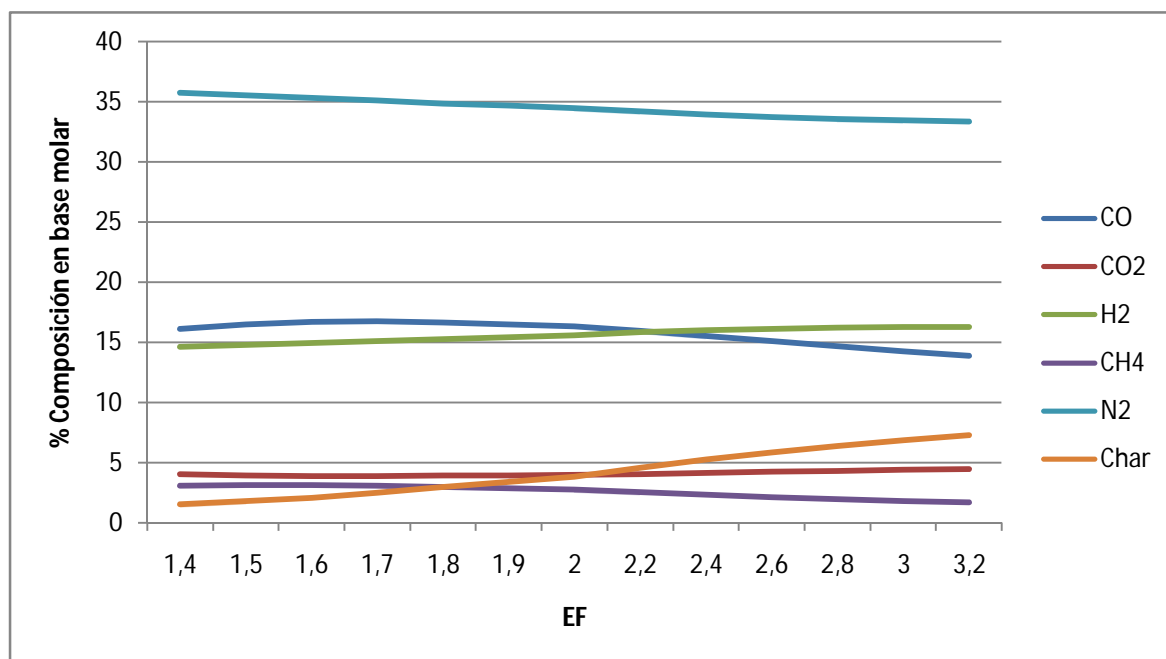
El estado de fluidización del lecho (EF), definido en el apartado 3.2.3, es otro parámetro susceptible de ser ajustado y que afecta a los resultados obtenidos en la simulación. Por medio de este parámetro se puede alterar el régimen turbulento del lecho. La velocidad superficial del gas que se inyecta como agente gasificante debe superar la velocidad de mínima fluidización con objeto de alcanzar un régimen burbujeante, aunque no la debe sobrepasar en exceso, puesto que se puede disminuir la conversión de *char*. Distintos experimentos arrojan que aumentos en la velocidad superficial originan un aumento del *char* sin reaccionar, con una mayor proporción de alquitranes en el gas de síntesis, debido a la mayor temperatura de reacción durante las fases endotérmicas [15]. En las siguientes ilustraciones se expone cómo afecta su variación a los resultados de poder calorífico y de composición del gas resultante a la salida del reactor.



**Ilustración 25.** Gráfica de la evolución del poder calorífico inferior del gas de síntesis obtenido a la salida del reactor cuando se cambian las condiciones de fluidización en el lecho del reactor. Para una temperatura en el reactor de 1000 K, *Equivalence Ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.

En la gráfica de la ilustración 25 se aprecia que cuando aumenta el estado de fluidización (EF) por encima de 1.6, o cuando se incrementa la velocidad superficial del gas, inyectado como agente gasificante, por encima de 1.6 veces la velocidad de mínima fluidización (ver ecuación 3.11), aparece una reducción en el poder calorífico del gas de síntesis obtenido. Aunque el valor del EF debe encontrarse entre 2 y 6, según fuentes consultadas ([12] y [7]) para conseguir el régimen de fluidización deseado, atendiendo a la gráfica de la ilustración 25, el PCI máximo se consigue para un EF de 1.6, siendo este el óptimo en este caso.

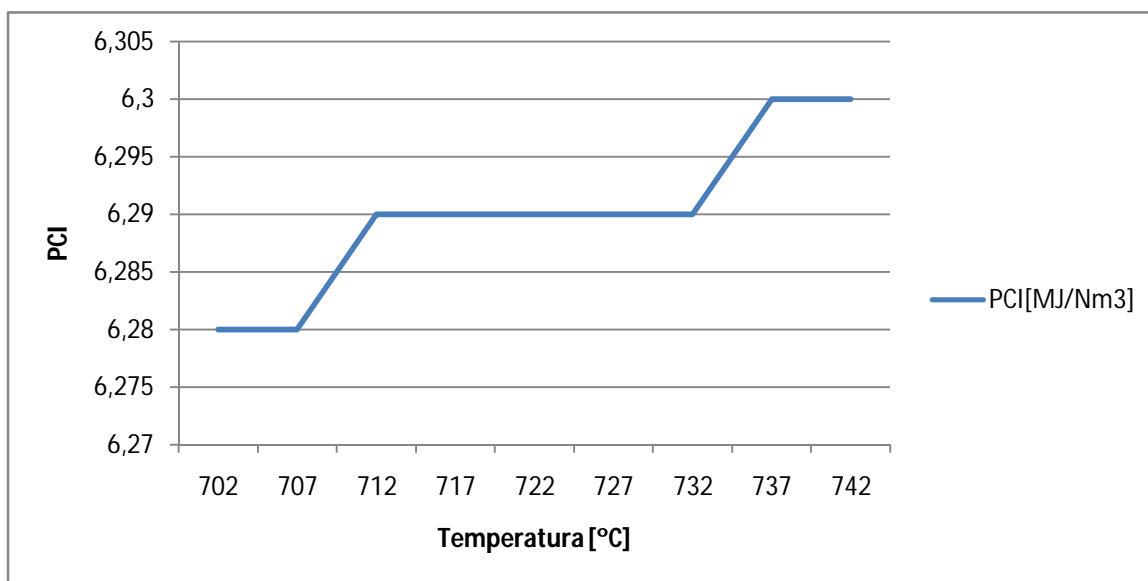
El aumento de la velocidad de inyección del gas que actúa como agente gasificante tiene su impacto inmediato en el caudal de aire a la entrada del reactor (ver ecuación 3.33). Como ER se mantiene constante, la cantidad de biomasa a la entrada también se incrementa (ver ecuación 3.27). La reducción en composición del metano afecta en gran medida al PCI finalmente obtenido. Los cambios en la composición de las especies se muestran en la siguiente gráfica:



**Ilustración 26.** Gráfica que muestra el cambio en la composición con base molar de las distintas especies analizadas cuando se varía el estado de fluidización en el lecho del reactor. Para una temperatura en el reactor de 1000 K, *Equivalence Ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.

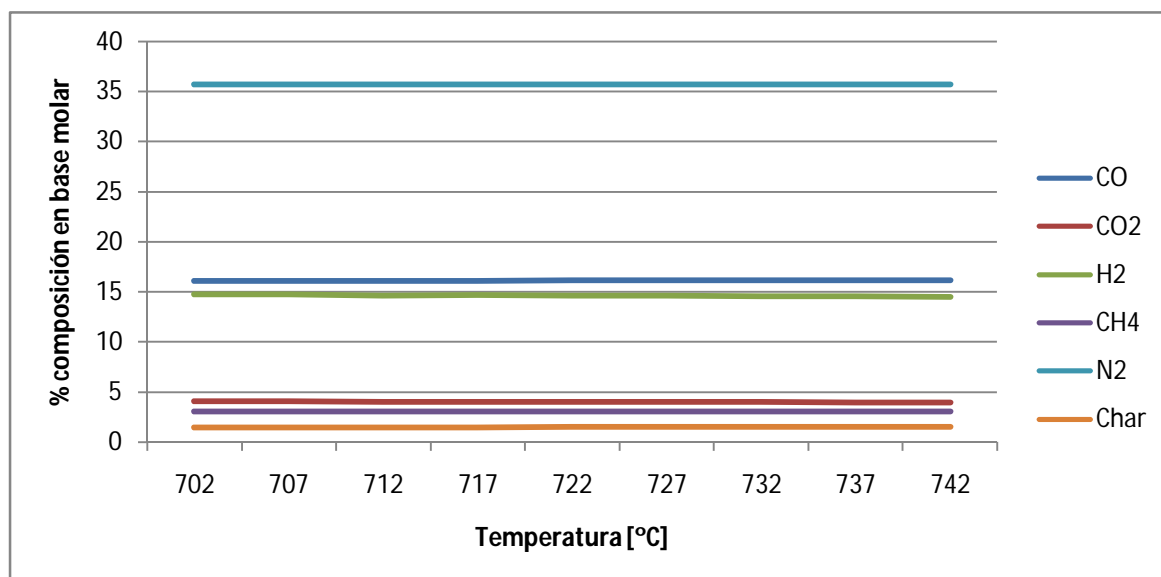
Si bien la velocidad de inyección del agente gasificante debe superar la velocidad de mínima fluidización para adquirir un régimen burbujeante, no la debe sobrepasar en exceso, porque se disminuye la capacidad de conversión de *char*. Disminuyendo el estado de fluidización a 1.4 y variando la temperatura se tienen los siguientes resultados:





**Ilustración 27.** Gráfica de la evolución del poder calorífico inferior del gas de síntesis obtenido a la salida del reactor cuando se incrementa la temperatura en el reactor. Para un estado de fluidización (EF) de 1.4, *Equivalence Ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.

Comparando los datos mostrados en la gráfica de la ilustración 27 con los obtenidos en la ilustración 20, se concluye, a partir del intervalo de temperatura comparado, que disminuir el estado de fluidización es beneficioso si se quiere aumentar el poder calorífico del combustible de síntesis. Además, existe una tendencia de mejora del PCI según se incrementa la temperatura en este estado de fluidización, todo lo contrario para el caso de la ilustración 20. Obviamente, este hecho es la consecuencia de la mayor proporción de las especies que contribuyen a incrementar el poder calorífico:



**Ilustración 28.** Gráfica que muestra el cambio en la composición con base molar de las distintas especies analizadas cuando se varía la temperatura en el reactor. Para un estado de fluidización (EF) de 1.4, *Equivalence Ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.

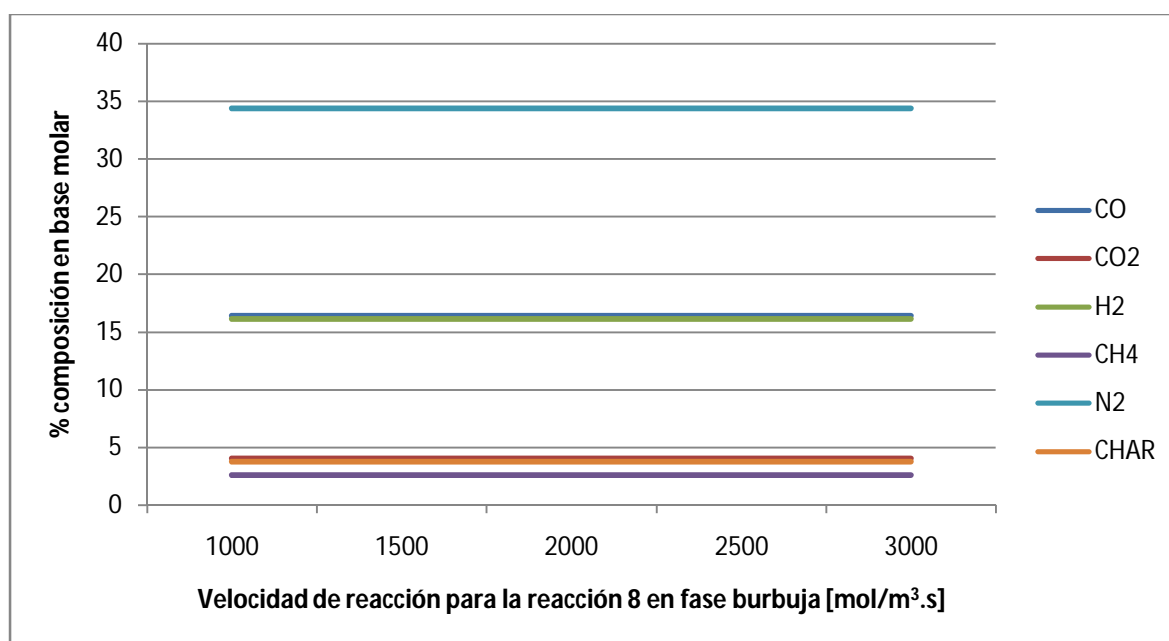
Para la composición del gas de síntesis a la salida del reactor y en el intervalo de temperatura comparado no se observan cambios de tendencia, aunque sí cambios en las proporciones si se atiende también a la gráfica de la ilustración 21.

Por último, atendiendo al grado de conversión del *char*, éste resulta en un 96.4% a 1000 °C con un estado de fluidización de 1.4. De lo que se extrae que la tasa de conversión del *char* mejora cuando se disminuye la velocidad superficial del gas que se inyecta como agente gasificante. Para el mismo estado de fluidización, a 727 °C se obtiene una tasa de conversión del *char* del 97.8%, es decir, la reducción de la temperatura en el reactor redunda en un beneficio cuando se quiere aumentar el grado de conversión del *char*. Lógicamente, en la realidad, la temperatura debe mantenerse en unos mínimos (en torno a 900 °C) si se quiere que se produzcan las reacciones que forman parte del proceso de gasificación.

#### 5.2.4. Estudio de la variación de la velocidad de reacción para R8

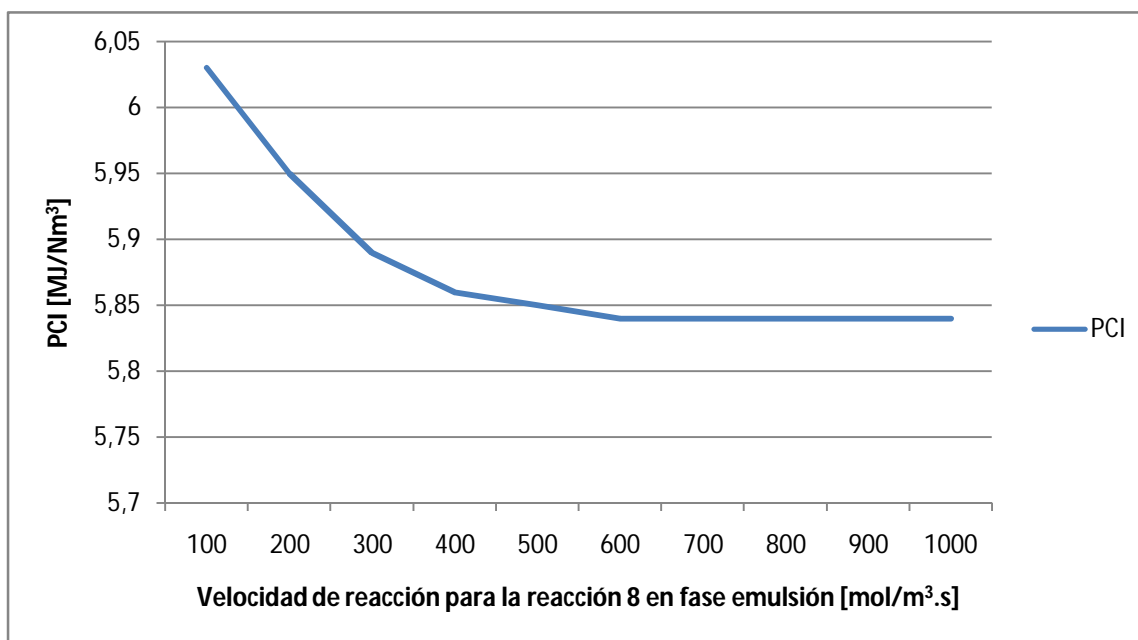
Respecto del cálculo de la velocidad de reacción para la reacción 8 ( $\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$ ) no se han encontrado fuentes que lo especifiquen adecuadamente. Por tanto, este valor se convierte en un parámetro susceptible de ser ajustado para comprobar su influencia en los resultados finales para el gas de síntesis obtenido en el reactor.

Se muestra, en la siguiente gráfica, que la influencia de la velocidad de la reacción 8 en la fase burbuja es nula y los valores de concentración de las especies a la salida del reactor permanecen invariables, al igual que el poder calorífico del combustible resultante, cuando se cambia esta velocidad:

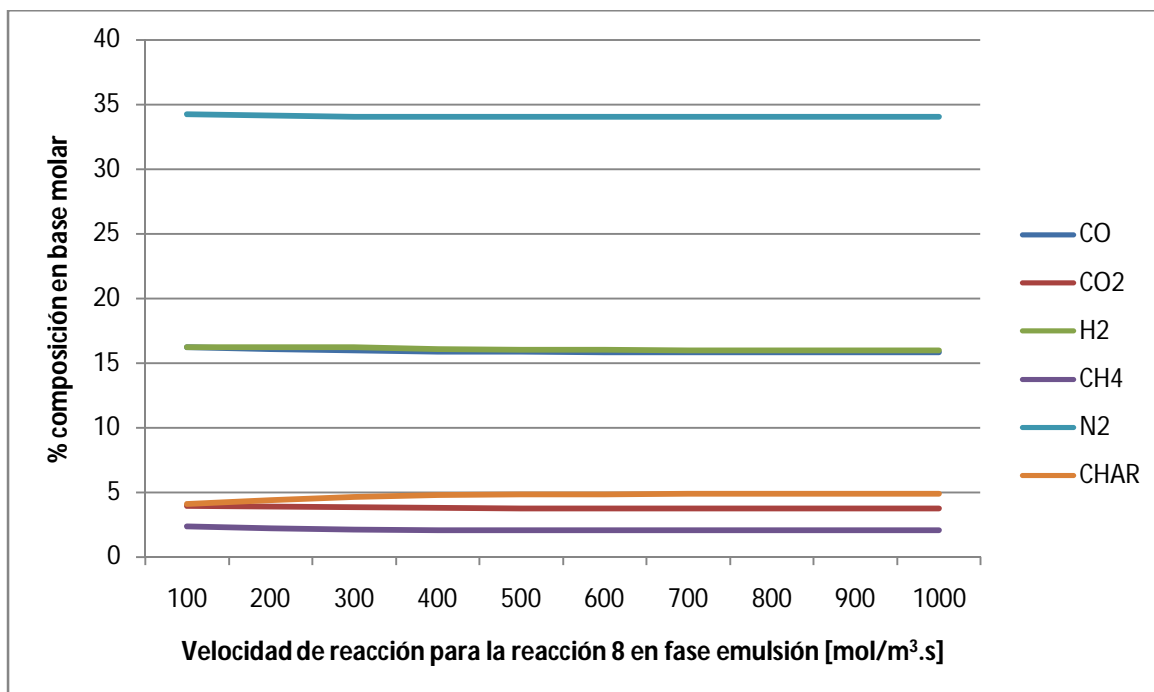


**Ilustración 29.** Gráfica de la composición con base molar de las distintas especies analizadas cuando se incrementa la velocidad de la reacción 8 en fase burbuja. Para una temperatura en el reactor de 1000 °C, un estado de fluidización (EF) de 2, *Equivalence Ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.

Sin embargo, al modificar la velocidad de la misma reacción pero en la fase de emulsión, los cambios aparecen en la concentración final, así como en el poder calorífico, del gas de síntesis a la salida del reactor, como se muestra en las siguientes gráficas:



**Ilustración 30.** Representación de la evolución del Poder Calorífico Inferior del gas de síntesis obtenido a la salida del reactor cuando se incrementa la velocidad de la reacción 8 en la fase emulsión. Para una temperatura en el reactor de 1000 °C, un estado de fluidización (EF) de 2, *Equivalence Ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.



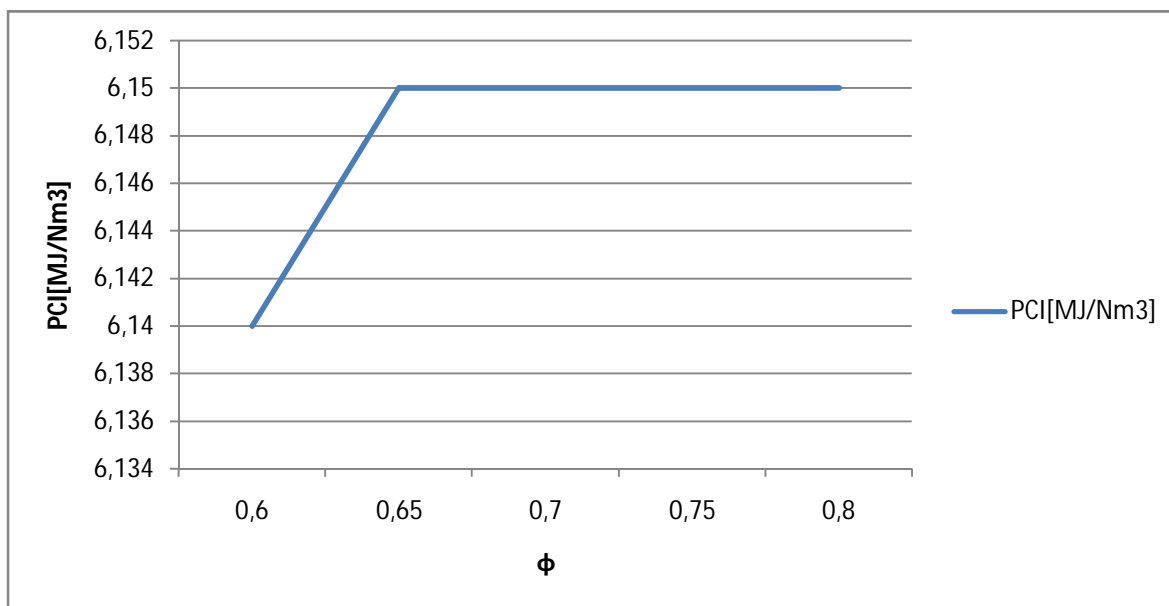
**Ilustración 31.** Gráfica de la composición con base molar de las distintas especies analizadas cuando se incrementa la velocidad de la reacción 8 en la fase emulsión. Para una temperatura en el reactor de 1000 °C, un estado de fluidización (EF) de 2, *Equivalence Ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.

Cuando se disminuye esta velocidad de reacción en la fase emulsión, el poder calorífico también se reduce hasta llegar a un valor mínimo,  $5.84 \text{ MJ/Nm}^3$ , donde permanece constante. Por otro lado, la concentración del *char* es algo mayor si se eleva esta velocidad.

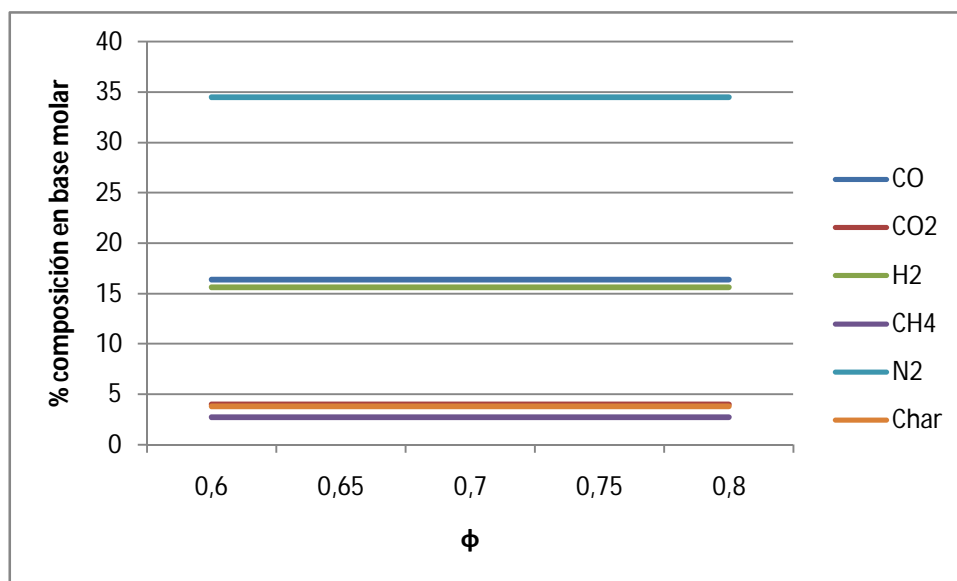
Con esta velocidad en la fase de emulsión fijada en  $200 \text{ mol/m}^3\cdot\text{s}$ , se elevó la temperatura desde los 1000 hasta los 1270 grados Kelvin, con objeto de estudiar el efecto de la temperatura en este apartado. Lo más relevante fue que el poder calorífico del gas de síntesis disminuyó desde  $5.95$  hasta  $5.75 \text{ MJ/Nm}^3$ , apreciándose también un incremento en la concentración de *char*, desde  $4.41$  a  $6.58 \%$ , concluyéndose que la conversión de *char* empeora con la temperatura en este ensayo.

#### 5.2.5. Análisis variando el parámetro $\phi$ en la velocidad de una burbuja

La velocidad de una burbuja queda definida por la ecuación 3.20, donde aparece un parámetro ajustable ( $\phi$ ) que puede tomar valores entre 0.6 y 0.8. En las siguientes gráficas se aprecia que la variación del parámetro no tiene ninguna consecuencia reflejada en los resultados finales para el gas de síntesis.



**Ilustración 32.** Gráfica de la evolución del poder calorífico inferior del gas de síntesis obtenido a la salida del reactor cuando se incrementa el parámetro  $\phi$ . Para una temperatura en el reactor de  $1000^\circ\text{C}$ , un estado de fluidización (EF) de 2, *Equivalence Ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.



**Ilustración 33.** Gráfica que muestra el cambio en la composición con base molar de las distintas especies analizadas cuando se incrementa el parámetro  $\phi$ . Para una temperatura en el reactor de 1000 °C, un estado de fluidización (EF) de 2, *Equivalence Ratio* (ER) de 0.25, diámetro del reactor de 1 metro y fracción de materia volátil de la biomasa igual a 0.5.

El poder calorífico del combustible a penas cambia cuando se modifica este valor, porque las concentraciones molares finales del gas de síntesis a la salida del reactor tampoco lo hacen de forma significativa.

## 6. CONCLUSIONES

Las distintas tecnologías de gasificación de biomasa representan una alternativa renovable a la utilización de combustibles fósiles, haciendo disminuir la dependencia del petróleo. También pueden ser una solución para comunidades de países en vías en desarrollo que no pueden acceder a los altos costes de los carburantes; el aprovechamiento de residuos de origen vegetal u orgánico evitaría su vertido sin control y les daría un valor energético que antes no tenían, etc.

A partir de las características de la biomasa (composición, tamaño de partículas, humedad, cenizas, etc.), de la potencia que tendrá que aportar el reactor, de la eficiencia requerida y de la calidad del gas de síntesis obtenido se tendrán que tomar decisiones respecto de la tecnología de gasificación: lecho móvil (en sus distintas topologías) o bien lechos fluidizados (circulantes, burbujeantes, combinación de ambos, lechos de chorro). También el agente de gasificación a emplear (aire, vapor de agua, hidrógeno...) y respecto del diseño del reactor: diámetro y forma de la vasija, entradas secundarias de agente gasificante, ciclones, diseño del distribuidor para minimizar pérdidas de carga, etc. Sin duda, los reactores de lecho burbujeante representan la tecnología que puede ofrecer mejores rendimientos, puesto que las burbujas proporcionan más superficie de contacto aire-gas.

El diseño de un reactor de lecho fluidizado puede ser realmente complicado, los riesgos económicos que implica pueden llegar a ser elevados y es, por este motivo, por el que este tipo de inversiones se dejan habitualmente en manos de grandes empresas. Aunque este tipo de tecnologías se prima, esta es otra barrera para el desarrollo de estos equipos en tiempos de inestabilidad económica.

En este proyecto se han puesto en práctica las correlaciones y teorías más contrastadas, dentro de esta tecnología, en los últimos cuarenta años. La principal conclusión extraída de los resultados obtenidos tras múltiples simulaciones es que:

- ✓ el poder calorífico inferior del gas de síntesis obtenido disminuye si se aumenta el estado de fluidización, o bien si se aumenta la temperatura o el *Equivalence Ratio*.

Cuando se aumenta el estado de fluidización en exceso se corre el riesgo de sobrepasar demasiado el régimen burbujeante, no dando tiempo a que se produzcan determinadas reacciones, arrastrando *char* a la salida del reactor, y convirtiendo el lecho en circulante si se tuviera un ciclón a la salida para recuperar la biomasa fugada.

Cuando se aumenta la temperatura en el reactor, se está aproximando el proceso a la combustión, lo que aumenta en el gas de síntesis la cantidad de *char* sin reaccionar.

El efecto de aumentar el *Equivalence Ratio* es similar a aumentar la temperatura de reacción, lo que acerca el proceso a la combustión y resta capacidad calorífica al gas resultante. En el caso estudiado, incrementando el ER se disminuye el caudal de biomasa con respecto al caudal de aire que entra, lo que le resta PCI al gas de síntesis.

El resultado óptimo se obtiene con un estado de fluidización de 1.6. Si bien esta situación no es posible en la realidad, puesto que se requieren estados de fluidización entre 2 y 6 para alcanzar un régimen de fluidización burbujeante en el lecho.

También se varió, en la definición de la velocidad de burbuja, el parámetro ajustable  $\phi$  (ver ec. 3.20), sin apreciarse grandes cambios en los resultados obtenidos.

Como no se encontraron valores en las referencias seguidas para la velocidad de la reacción homogénea (o gas-gas) nº 8, se ensayó con distintos valores, sin apreciarse grandes cambios en los resultados.

Finalmente, se considera que el modelo es válido, desde el punto de vista de aproximación a la realidad, atendiendo a todas las suposiciones, hipótesis y simplificaciones realizadas, porque el error de transferencia de masa es realmente pequeño, con o sin reacciones químicas. Además, los valores obtenidos de composición del gas de síntesis no distan mucho de los obtenidos en los distintos ensayos consultados en la bibliografía. Hay que tener en cuenta de que se tratan de reactores diferentes, combustibles de distinta composición y diferentes agentes gasificantes:



Tabla 7. Comparación de resultados entre los ensayos de Yan, Avdesh[10] y este proyecto.

		Yan	Avdesh	Proyecto
Tipo de proceso de gasificación		Lecho fluidizado burbujeante (reactor Winkler)	Downdraft	Lecho fluidizado burbujeante
Combustible	Composición	Carbón (grafito)	Biomasa ( $C_6H_{8.4}O_{3.6}$ , madera)	Biomasa (reactor de Winkler)
	Humedad relativa (%)	4.67	16	0
	Volátiles (%)	30	80	50
	Cenizas (%)	4.67	0.7	4.67
Lecho	dp (mm)	1.25	3.3	3.41
	Nd	3000	-	500
	D (m)	3.9	-	1
	H (m)	5.85	0.55	2.44
Agente gasificante	Tipo	Vapor de agua + $O_2$	Aire	Aire
	Ratio	Vapor/ $O_2$ =1-3.7	ER=0.45	ER=0.25
	EF	7-12	-	2
Condiciones de operación	P(bar)	1	1	1
	T(°C)	730-1030	580-680	700

		Yan	Avdesh	Proyecto
Resultados experimentales composición base seca (%)	CO	48.2	20.2	16.4
	CO <sub>2</sub>	13.3	0.7	3.97
	H <sub>2</sub>	35.3	18.3	15.59
	CH <sub>4</sub>	1.8	1.1	2.7
	N <sub>2</sub>	-	50.7	34.5
Conversión char (%)		57-88	77	85

## 7. CUESTIONES A PROFUNDIZAR

En este campo se han llevado ya múltiples estudios de distinta índole, tanto de tipo cinético, fluido-dinámico, químico, de transferencia de calor, de tecnología de materiales, etc. Aunque es amplio el abanico de estudios que quedan por realizar, dado el gran número de aplicaciones donde estas tecnologías están presentes.

Si se continuara en la línea de este mismo proyecto se podría profundizar en el sistema de reacciones, incluso variándolo si se considera apropiado. El siguiente paso debe ser adimensionalizar todas las variables que definen el reactor de estudio, ahorrando tiempo y esfuerzos a los investigadores, anticipándonos a los resultados producidos al hacer cambios en la morfología del reactor, en la velocidad de los fluidos o en el tipo y composición del combustible o medio para la gasificación empleado. A este respecto se podría finalizar diseñando un software específico para este tipo de tecnología, basado en códigos como el presentado en este proyecto.

Con el fin de minimizar incertidumbres en el momento de la inversión en este tipo de tecnologías, se podría efectuar un análisis de viabilidad técnica socio-económica para un caso, supuesto real, dado.

## 8. REFERENCIAS

- [1] **Ajay Kumar**, David D. Jones and Milford A. Hanna. Thermochemical Biomass Gasification: A Review of the Current Status of the Technology. 2009.
- [2] **Barea**. Modeling of biomass gasification in fluidized bed. 2010.
- [3] **Basu**. Combustion and gasification in fluidized beds. 2010.
- [4] **Bustamante& Enick**. Water GasShift Membrane Reactor Studies.
- [5] **C. Higman**, M. van der Burgt. Gasification. 2003.
- [6] **Chemical Industries**. Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems. 2003.
- [7] **D. Kunii& O. Levenspiel**. Fluidization Engineering. 1991.
- [8] **Enick**. Towards the developments of robust water-gas shift reactors (WGSR). 2003
- [9] **F. Bustamante**, R. Enick, K. Rothenberger, B. Howard, A. Cugini, M. Ciocco and B. Morreale. Kinetic study of the reverse water gas shift reaction in high-temperature, high pressure homogeneous systems. 2002.
- [10] **F. J. Moreno González**. PFC - Simulación de gasificación de biomasa en lecho fluidizado burbujeante. 2010.
- [11] **Grace**. On the 2-phase theory of fluidization. 1974.
- [12] **Hong-ming Yan**. Mathematical modelling of a BFB coal gasifier net flow. 1998.
- [13] **J. E. Young** and J. Fischer. Reaction Characteristics During In-Situ Gasification of Western Subbituminous Coals.

- 
- [14] **J. Gómez Hernández.** PFC - Modelo No Isotérmico de Gasificadores de Lecho Fluidizado. 2010.
- [15] **J. Pérez,** D. Borge y J. Agudelo. Proceso de gasificación de biomasa: una revisión de estudios teórico-experimentales. 2009.
- [16] **J.B. Meléndez Díaz,** A.E. Rodríguez Urrutia, G. A. Urrutia Cortez. Implementación de la tecnología de la gasificación para operar en los beneficios del café. El Salvador, Mayo de 2006.
- [17] **Jarungthammachote S,** Dutta A. Equilibrium modeling of gasification: Gibbs free energy..., Energy Convers Manage (2008), doi: 10.1016/j.enconman.2008.01.006
- [18] **Leckner.** Expansion of a freely bubbling fluidized bed. 1991.
- [19] **Long.** Kinetics and mechanisms of WGSR. 1954.
- [20] **Mahinpey.** A comprehensive mathematical model for biomass gasification in a BFBR. 2010.
- [21] **McKendry.** Energy production from biomass (part 1) - Overview of biomass. 2002.
- [22] **Mori & Wen.** Estimation of bubble diameter in gaseous fluidized beds. 1975.
- [23] **N. Proenza Pérez,** R. Cala Aiello, J. Luz Silveira y R. Zanzi. Estudio termodinámico y dimensionamiento de un gasificador downdraft para un sistema de cogeneración compacto en comunidades aisladas. 2006.
- [24] **National Institute of Standards and Technology (NIST).** Datos de la Base de Datos de Referencia Estándar del Nist 69: Libro del web de Química del Nist. 2011.
- [25] **Nemtsov.** Mathematical modelling and simulation approaches of agricultural residues air gasification in a BFBR. 2008.

- [26] **Radmanesh, R., Chaouki, J. and Guy, C.** (2006). Biomass gasification in a bubbling fluidized bed reactor: Experiments and modeling. *AIChE J.*, 52: 4258–4272. doi: 10.1002/aic.11020
  
- [27] **Sharma.** Equilibrium and kinetic modeling of char reduction reactions in a downdraft biomass gasifier. 2008.
  
- [28] **Sit.** Effect of bubble interaction on interphase mass transfer in gas fluidized beds. 1981.
  
- [29] **Toomey.** Gaseous fluidization of solid particles. 1952.

## 9. ANEXOS

### 9.1. Glosario de términos

**$A_j$** : factor de reacción  $j$  para cálculo de constantes de reacción (reacciones 1, 2, 3 y 4).

**$Ar$** : número de Arquímedes.

**$A_r$** : superficie transversal del reactor [ $m^2$ ].

**$a_b$** : relación área-volumen en una burbuja [ $m^{-1}$ ].

**$a_s$** : área específica de partículas [ $m^{-1}$ ].

**ash**: porcentaje de ceniza en biomasa.

**$\alpha_i$** : coeficiente estequiométrico de la especie  $i$ .

**$\Delta F_{Ej}$** : término de transferencia de flujo molar entre fases.

**$\Delta P_{mf}$** : caída de presión en el lecho en condiciones de mínima fluidización [Pa].

**$C_{i,b}$** : concentración molar de la especie  $i$  en fase burbuja [ $mol/m^3$ ].

**$C_{i,e}$** : concentración molar especie  $i$  en fase emulsión [ $mol/m^3$ ].

**$C_{rf}$** : factor de reactividad del char.

**$db_0$** : diámetro de burbuja inicial formada en la superficie del distribuidor [m].

**$db_m$** : diámetro de burbuja máximo teórico [m].

**$db(z)$** : diámetro de burbuja efectivo medio [m].

**$d_{esf}$** : diámetro equivalente de una esfera [m].

$d_p$ : tamaño de partícula [m].

$D_G$ : difusividad del aire [ $m^2/s$ ].

$D_{\text{reactor}}$ : diámetro del reactor [m].

$D_t$ : diámetro de la base del lecho [m].

$\epsilon$ : porosidad del lecho.

$\epsilon_b$ : fracción de volumen ocupado por las burbujas.

$\epsilon_f$ : fracción de vacío en el lecho.

$\epsilon_{mf}$ : porosidad del lecho a mínima fluidización.

$\epsilon_s$ : fracción de volumen ocupado por sólidos.

$E_j$ : energía de activación de la reacción  $j$  (reacciones 1, 2, 3 4).

**ER**: *Equivalence Ratio*.

**EF**: estado de fluidización.

$f_i$ : flujo molar especie  $i$ .

$F_{be}$ : factor de expansión del lecho.

$\Phi$ : parámetro ajustable en R9 (reacción de combustión del char).

$\phi$ : esfericidad de una partícula.

$g$ : aceleración de la gravedad [ $m/s^2$ ].

**H**: altura del lecho en el reactor en condiciones de mínima fluidización [m].

$H_{exp}$ : altura del lecho expandido [m].

$H^0$ : entalpía [J/mol].



$k_{eq,j}$ : constante equilibrio reacción j.

$K_{BE}$ : coeficiente de transferencia de masa entre fases.

$K_g$ : parámetro usado para calcularla velocidad de reacción en R9.

$K_j$ : constante de reacción para reacción j.

$\dot{m}_{aire}$ : gasto másico de aire (agente gasificante) [kg/s].

$\dot{m}_{comb}$  y  $\dot{m}_{bio}$ :gasto másico de combustible (biomasa) [kg/s].

$\dot{m}_{bio\ seco}$ : gasto másico biomasa seca [kg/s].

$N_d$ : número de orificios del distribuidor.

$P$ : presión en el reactor [Pa].

$PCI$ : poder calorífico inferior del gas de síntesis.

$PM_i$ : peso molecular especie i.

$r_j$ : velocidad de la reacción j.

$\rho_f$ : densidad del fluido [kg/m<sup>3</sup>].

$\rho_p$ : densidad de la partícula [kg/m<sup>3</sup>].

$Re_{\text{mínima\_fluidización}}$ : número de Reynolds en condiciones de mínima fluidización.

$relH/D$ : relación de belleza/esbeltez del reactor.

$R_u$ : constante cinética de los gases ideales.

$S^0$ : entropía [J/(mol.K)].

$SC_{O_2}$ : parámetro usado para calcularla velocidad de reacción en R9.

$T$ : temperatura del reactor [K].

$u_b$ : velocidad de burbuja [m/s].

$u_{br}$ : velocidad de una burbuja libre en un lecho infinito [m/s].

$u_{mf}$ : velocidad de mínima fluidización [m/s].

$u_{vis}$ : velocidad visible [m/s].

$u_0$ : velocidad superficial del gas [m/s].

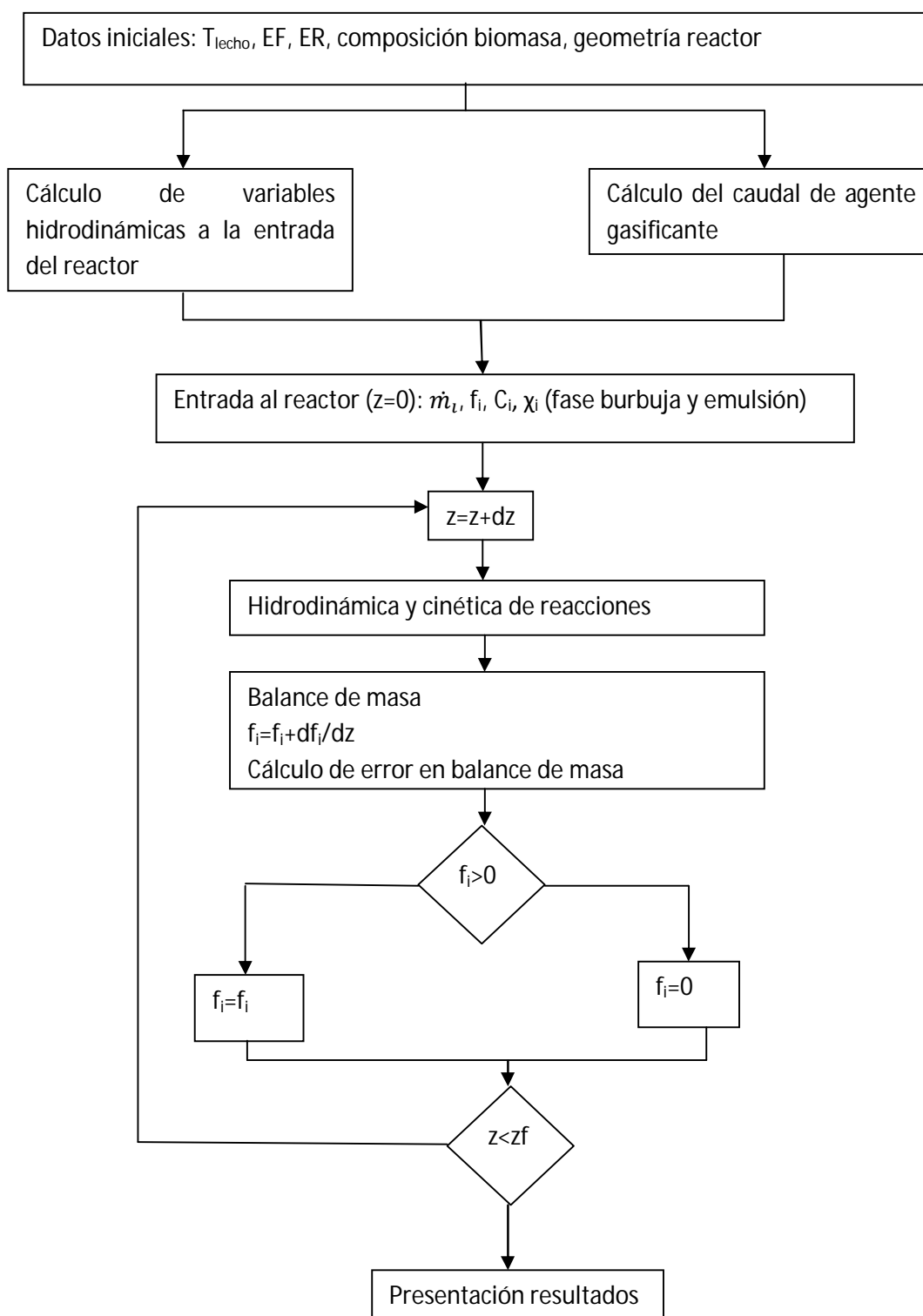
$\mu_f$ : viscosidad dinámica del fluido inyectado [kg/m.s].

$\omega$ : porcentaje de humedad en biomasa.

$\chi_i$ : fracción másica de la especie i.

$\chi_{mv}$ : fracción de materia volátil.

## 9.2. Diagrama de flujo: esquema del código de la simulación



### 9.3. Implementación del código en Matlab

El algoritmo empieza a calcular cuando, en Matlab, se le llama con “gasificacion”. El código se divide en varios scripts:

```
function [T,P,R,Rg,g,mu_aire,rhog,f_O2_est]=Datos

global T P R Ru Rg g mu_aire rhog f_O2_est DG PM_CO PM_H2 PM_CO2 PM_O2 PM_CH4 PM_H2O PM_N2 PM_char...
    PM_aire

T=950;           %Temperatura de reacción [K]
P=101325;        %Presión atmosférica [Pa]
R=8.314;         %Constante cinética de los gases [J/mol.K]
Ru=0.082;        %Constante cinética de los gases [atm.l/mol.K]
PM_aire=(0.78*PM_N2+0.22*PM_O2);%[kg/mol] Aproximación composición aire
Rg=R/PM_aire;    %Constante del aire [J/kg.K]
g=9.81;          %Aceleración de la gravedad [m/s2]
mu_aire=(1.724*1E-5/g)*(T/273.16)^0.76; %Viscosidad dinámica del aire[kg/(m.s)]
rhog=P/(Rg*T);   %densidad del aire [kg/m3]
f_O2_est=0.867;  %Coeficiente ajustado para la reacción completa del
                %oxígeno del aire
DG=8.677E-5*(T^1.75)/P; %Difusividad del aire [m2 s-1] (ec. 3.38)

function [PM_CO,PM_char,PM_H2,PM_CO2,PM_CH4,PM_H2O,PM_O2,PM_N2,PM]=Pesos_moleculares

global PM_H PM_O PM_CO PM_H2 PM_CO2 PM_O2 PM_CH4 PM_H2O PM_N2 PM_char PM_C

%Pesos moleculares [kg/mol]
%National Institute of Standards and Technology
%(NIST). Datos de la Base de Datos de Referencia Estándar del Nist 69:
%Libro del web de Química del Nist. 2011.
PM_C=12.01*1E-3;
PM_char=PM_C;
PM_H=0.001;
PM_O=16*1E-3;
PM_N=14*1E-3;

%Peso molecular productos volátiles [kg/mol]
PM_CO=PM_C+PM_O;
PM_H2=2*PM_H;
PM_CO2=2*PM_O+PM_C;
PM_O2=2*PM_O;
PM_CH4=4*PM_H+PM_C;
PM_H2O=2*PM_H+PM_O;
PM_N2=2*PM_N;

PM=[PM_CO PM_CO2 PM_O2 PM_H2 PM_H2O PM_CH4 PM_N2]';
```

```

%Coeficiente de reactividad del char para las reacciones gas-sólido
function [Crf]=gas_solido

[z,y]=resolucion;
Crf=4.0012*10*z-3.0012; %ec. 3.46

function [kBE,epsb,epsf,eps_s,a_b,ubr]=Grace(z)

global DG epsmf epsb D rhos dp rhog H eps_s g

[umf,u0,db0,dbm,ubr_ini,Fbe,Hexp]=Wen_Mori;

coef=0.8;           %parámetro ajustable fi para la velocidad visible
dbz=dbm-(dbm-db0)*exp(-0.3*z/D); %diámetro de burbuja efectivo [m]   ec. 3.18
ubr=0.711*(g*dbz)^0.5; %velocidad de las burbujas [m s-1]   ec. 3.19
ub=coef*(u0-umf)+ubr; %velocidad visible [m/s]   ec. 3.20

%Cálculo de parámetros del lecho

%coeficiente de transferencia de masa entre fases ec. 3.37
kBE=umf/3+(4*DG*epsmf)*(ub)/(pi*(dbm-(dbm-db0)*exp(-0.3*z/D)))^0.5;

epsb=1-1/Fbe; %fracción de volumen ocupado por las burbujas ec. 3.23
epsf=epsb+(1-epsb)*epsmf; %fracción de vacío en el lecho ec. 3.24
eps_s=1-epsf; %Fracción de volumen ocupado por sólidos ec. 3.25
a_b=6*epsb/dbz;

function [epsmf,dp,a_s,rhos,fi,phis,ros_r,xmv,w]=Lecho

global epsmf dp a_s rhos fi phis ros_r xmv w ash

epsmf=0.434; %Porosidad del lecho a mínima fluidización (ilustración 3)
dp=3.41E-3; %diámetro de las partículas sólidas del lecho[m] ec 3.6
a_s=6/dp; %área específica de las partículas [m-1] ec. 3.36
rhos=935; %densidad de las partículas sólidas del lecho [kg m-3]
fi=1; %Esfericidad de las partículas sólidas
phis=0.67; %Factor de forma
xmv=0.5; %fracción másica materia volátil
w=0.04; %Humedad relativa de la biomasa
ash=0.0467; %Proporción de cenizas

```

---

```
%Cálculo del número de Reynolds a mínima fluidización  
function [Re_mf]=minima_fluidizacion
```

```
%Datos de partida  
global g rhog mu_aire dp rhos
```

```
%Cálculo del número de Arquímedes ec. 3.9  
Ar=(dp^3)*rhog*g*(rhos-rhog)/(mu_aire^2);
```

```
%Cálculo del número de Reynolds ec. 3.8  
Re_mf=((33.7^2+0.0408*Ar)^0.5)-33.7;
```

---

```
%Parámetros de control del reactor
```

```
function [EF,ER]=Operacion
```

```
global EF ER
```

```
EF=2; %Estado de fluidización ec. 3.11
```

```
ER=0.25; %Equivalence Ratio ec. 3.27
```

---

---

```

function [cb,ce,xb,xe,pb,pe]=Perfil_Composicion(fe,fb,ubr,epsb)
global Area P
[umf,u0]=Wen_Mori;%Hidrodinámica del lecho (Wen and Mori)
fbed=fe+fb;%total molar flow i in bed, mol/s
for r=1:8
    cb(r)=fb(r)/(ubr*Area); %concentracion molar en la fase burbuja [mol/m3] ec. 3.74
    ce(r)=fe(r)/(umf*Area); %concentracion molar en la fase emulsión [mol/m3] ec. 3.73
    if cb(r)>0
        cb(r)=cb(r);
    else
        cb(r)=0;
    end

    if ce(r)>0
        ce(r)=ce(r);
    else
        ce(r)=0;
    end

    if sum(cb)>0
        xb(r)=cb(r)/sum(cb); %fracción molar en la fase burbuja
    else
        xb(r)=0;
    end

    if sum(ce)>0
        xe(r)=ce(r)/sum(ce); %fracción molar en la fase emulsión
    else
        xe(r)=0;
    end

    %Cálculo de presiones parciales
    %En reacciones entre gases y solidos se utilizan las presiones parciales en lugar
    %de las concentraciones molares.
    pb(r)=xb(r)*P*(epsb)/101325; %presión parcial en la fase burbuja [atm]
    pe(r)=xe(r)*P*(1-epsb)/101325; %presión parcial en la fase emulsión [atm]
end

```

---

---

```

function [umf,u0,db0,dbm,ubr_ini,Fbe,Hexp]=Wen_Mori

global mu_aire dp rhog EF g Area nd D rhos H umf

[Re_mf]=minima_fluidizacion;

%Hidrodinámica del lecho (Mori and Wen)

umf=Re_mf*mu_aire/(dp*rhog);      %velocidad mínima de fluidización ec. 3.10
u0=EF*umf;                        %velocidad superficial del gas [m s-1] ec. 3.11
db0=1.38*g^(-0.2)*(Area*(u0-umf)/nd)^0.4; %diámetro de burbuja inicial formado
                                     %en la superficie del
                                     %distribuidor [m] ec. 3.16

dbm=2.59*g^(-0.2)*(Area*(u0-umf))^0.4; %diámetro de burbuja máximo
                                     %obtenido por la completa
                                     %coalescencia de las burbujas [m]
                                     %ec. 3.17

z=0;
dbz_ini=dbm-(dbm-db0)*exp(-0.3*z/D); %diámetro de burbujas efectivo inicial [m] ec. 3.18
ubr_ini=0.711*(g*dbz_ini)^0.5;      %velocidad inicial de las burbujas [m s-1] ec. 3.19

%Factor de expansión del lecho ec. 3.13
Fbe=1+14.31*((u0-umf)^0.738)*(rhos^0.376)*(dp^1.006)/(((umf)^0.937)*(rhog^0.126));
Hexp=Fbe*H;                          %Altura del lecho tras la expansión [m] ec. 3.15
end

```

---

```

function [D,Area,nd,rel_H_D,H,z0,z]=Reactor

global D Area nd H

D=1;                                %Diámetro interno del reactor [m]
Area=pi*(D^2)/4;                    %Área interna del reactor [m2]
nd=500;                             %Número de orificios del reactor []
rel_H_D=1.5;                         %H/D
H=rel_H_D*D;                        %Altura del lecho mínima fluidización [m] ec. 3.14
z0=0; z=z0;                         %Condición de contorno inicial para la altura

```

---



```

function [alpha_r5E, alpha_r5B, alpha_r6E, alpha_r6B, alpha_r7E,...
        alpha_r7B, alpha_r8E, alpha_r8B, alpha_r9E]=Reaccion_homogenea(cb,ce)

global D P T R Rg MC rhochar eps_s convsup DG dp a_s mu_aire rhog ...
        epsmf epsb PM_C f_char_ini Area umf
%Reacciones Homogéneas

%5. CO+H2O=H2+CO2-----
%6. H2+1/2O2->H2O-----
%7. CO+1/2O2->CO2-----
%8. CH4+2O2->CO2+2H2O-----
%

%Cálculo de las constantes de equilibrio

%Cálculo de la Energía Libre de Gibbs
%Tabla de constantes de reacción
%Constant for temperature range from 1000K to 5000K
%http://www.me.berkeley.edu/gri_mech/version30/files30/thermo30.dat.
%1=CO
%2=CO2
%3=H2O
%4=H2
%5=CH4
%6=char
Ag=[2.71518561E+00 3.85746029E+00 3.03399249E+00 3.3372792E+00 7.4851495E-02 2.49266888E+00];
Bg=[2.06252743E-03 4.41437026E-03 2.17691804E-03 -4.94024731E-05 1.33909467E-02 4.79889284E-05];
Cg=[-9.98825771E-07 -2.21481404E-06 -1.64072518E-07 4.99456778E-07 -5.73285809E-06 -7.24335020E-08];
Dg=[2.30053008E-10 5.23490188E-10 -9.70419870E-11 -1.79566394E-10 1.22292535E-09 3.74291029E-11];
Eg=[-2.03647716E-14 -4.72084164E-14 1.68200992E-14 2.00255376E-14 -1.0181523E-13 -4.87277893E-15];
Fg=[-1.41518724E+04 -4.8759166E+04 -3.00042971E+04 -9.50158922E+02 -9.46834459E+03 8.54512953E+04];
Gg=[7.81868772E+00 2.27163806E+00 4.96677010E+00 -3.20502331E+00 1.84373180E+01 4.80150373E+00];

n=6;
g=zeros(n,1);
gi=zeros(n,1);

for i=1:n
    %ec. 3.55
    g(i)=(Ag(i)*(1-log(T))+Bg(i)*T/2-Cg(i)*(T^2)/6-Dg(i)*(T^3)/12-Eg(i)*(T^4)/20+Fg(i)/T+Gg(i));

end
%-----
%Cálculo de constantes de equilibrio para las reacciones (5)
Keq_R5=exp((-1)*(g(3)+g(2)-g(1)-g(4))); %ec. 3.62
%-----

%Constante de reacción para reacciones homogéneas (4,5,7)
k7_CO=(2.4602E-12)*(exp(-21137/T+24.74414))*T^3; % T en [K] ec. 3.63
k6_H2=k7_CO/0.35; % ec. 3.64

%Medidas experimentales "Karim and Mohindra", WSGR, Reacción 5
k5forward=(2.978e-10)*exp(-44388/T); %ec. 3.60
k5reverse=k5forward/Keq_R5; %ec. 3.61

%-----
%Velocidades de reacción para reacciones homogéneas Fase emulsión(6,7)
if (ce(4)==0 | ce(3)==0)
    r6_H2_E=0;
elseif (ce(4)>0 & ce(3)>0)
    r6_H2_E=k6_H2*((ce(4))^2)*ce(2); %ec. 3.57
end

```

```

function [alpha_r1E, alpha_r2E, alpha_r3E,...
        alpha_r4E]=Reaccion_heterogenea(xb,xe,pb,pe)

global D Area P R Rg MC rhochar eps_s convsup DG dp mu_aire rhog...
        epsmf PM_C f_char_ini
T=1000;
%Reacciones gas-sólido (heterogéneas)
%1. C+CO2=2CO-----BOUDOUARD REACTION
%2. C+H2O=CO+H2-----WATER GAS PRIMARY REACTION
%3. C+2H2=CH4-----METHANATION REACTION
%4. CH4+H2O=CO+3H2-----STEAM REFORMING REACTION
%Cálculo de las constantes de equilibrio
%Cálculo de la Energía Libre de Gibbs
%Tabla de constantes de reacción
%Constant for temperature range from 1000K to 5000K
%http://www.me.berkeley.edu/gri_mech/version30/files30/thermo30.dat.
%1=CO
%2=CO2
%3=H2O
%4=H2
%5=CH4
%6=char
Ag=[2.71518561E+00 3.85746029E+00 3.03399249E+00 3.3372792E+00 7.4851495E-02 2.49266888E+00];
Bg=[2.06252743E-03 4.41437026E-03 2.17691804E-03 -4.94024731E-05 1.33909467E-02 4.79889284E-05];
Cg=[-9.98825771E-07 -2.21481404E-06 -1.64072518E-07 4.99456778E-07 -5.73285809E-06 -7.24335020E-08];
Dg=[2.30053008E-10 5.23490188E-10 -9.70419870E-11 -1.79566394E-10 1.22292535E-09 3.74291029E-11];
Eg=[-2.03647716E-14 -4.72084164E-14 1.68200992E-14 2.00255376E-14 -1.0181523E-13 -4.87277893E-15];
Fg=[-1.41518724E+04 -4.8759166E+04 -3.00042971E+04 -9.50158922E+02 -9.46834459E+03 8.54512953E+04];
Gg=[7.81868772E+00 2.27163806E+00 4.96677010E+00 -3.20502331E+00 1.84373180E+01 4.80150373E+00];

n=6;
g=zeros(n,1);
gi=zeros(n,1);

for i=1:n
    %ec. 3.55
    g(i)=(Ag(i)*(1-log(T))+Bg(i)*T/2-Cg(i)*(T^2)/6-Dg(i)*(T^3)/12-Eg(i)*(T^4)/20+Fg(i)/T+Gg(i));
end

A=[3,616E+01;1,52E+04;4,19E-03;7,30E-02];
E=[7,74E+04;1,22E+05;1,91E+04;3,62E+04];

%Constantes de equilibrio reacción 1 [BOUDOUARD REACTION]
Keq1=exp((-1)*(2*g(1)-g(2)-g(6))); %ec. 3.48
k1=A(1)*exp(-E(1)/(R*T)); %ec. 3.47

%Constantes de equilibrio reacción 2 [WATER GAS PRIMARY REACTION]
Keq2=exp((-1)*(g(1)+g(4)-g(3)-g(6))); %ec. 3.49
k2=A(2)*exp(-E(2)/(R*T)); %ec. 3.47

%Constantes de equilibrio reacción 3 [METHANATION REACTION]
Keq3=exp((-1)*(g(5)-2*g(4)-g(6))); %ec. 3.50
k3=A(3)*exp(-E(3)/(R*T)); %ec. 3.47

%Constantes de equilibrio reacción 4 [STEAM REFORMING REACTION]
Keq4=exp((-1)*(g(1)+3*g(4)-g(3)-g(5))); %ec. 3.51
k4=A(4)*exp(-E(4)/(R*T)); %ec. 3.47
%-----

```

```

function [df]=transferencia(z,y)
global Area epsmf
[kBE,epsb,a_b,ubr]=Grace(z);
[Hexp]=Wen_Mori;
fe=y(1:8,1);
fb=y(9:16,1);
[a_s]=Lecho;
%Para conocer las concentraciones necesitamos conocer los flujos molares en
%el piso actual. Como el valor del flujo molar del piso actual no lo
%conocemos, se asume el error de coger el valor del flujo molar del piso
%inmediatamente anterior.
for r=1:8
    if fb(r,1)>0
        fb(r,1)=fb(r,1);
    else
        fb(r,1)=0;
    end
    if fe(r,1)>0
        fe(r,1)=fe(r,1);
    else
        fe(r,1)=0;
    end
end
[cb,ce,xb,xe,pb,pe]=Perfil_Composicion(fe,fb,ubr,epsb);
%Término derivado de las reacciones químicas gas-gas
[alpha_r5E, alpha_r5B, alpha_r6E, alpha_r6B, alpha_r7E,...
    alpha_r7B, alpha_r8E, alpha_r8B, alpha_r9E]=Reaccion_homogenea(cb,ce);
%Término derivado de las reacciones químicas gas-sólido
[alpha_r1E, alpha_r2E, alpha_r3E,...
    alpha_r4E]=Reaccion_heterogenea(xb,xe,pb,pe);

%Diferencial de caudal molar entre pasos Fase emulsión
dfe=Area*(a_b*kBE.*(cb-ce)+(1-epsb).*(epsmf.*(alpha_r5E+alpha_r6E+...
    alpha_r7E+alpha_r8E+alpha_r9E)+(1-epsmf)*...
    a_s.*(alpha_r1E+alpha_r2E+alpha_r3E+alpha_r4E)); %[mol/(m.s)]
%Diferencial de caudal molar entre pasos Fase Burbuja
dfb=Area*(a_b*kBE.*(ce-cb)+epsb.*...
    (alpha_r5B+alpha_r6B+alpha_r7B+alpha_r8B)); %[mol/(m.s)]
%Matriz de resultados
df=[dfe dfb]';

```

```
function [z,y]=resolucion

%CÁLCULO DE LOS VALORES DE FLUJO MOLAR PARA LAS DOS FASES CON ODE113

[umf,u0,db0,dbm,ubr_ini,Fbe,Hexp]=Wen_Mori;
[f_CO,f_CO2,f_O2,f_H2,f_H2O,f_CH4,f_N2,f_char_ini]=parametros_reaccion_inicial;

zf=Hexp;%Condición de contorno final para la altura

%Definición de valores para el vector inicial
y0=zeros(8,2);

%Flujos molares iniciales en la Fase Emulsión [mol/s]
y0(1:8,1)=[f_CO;f_CO2;f_O2;f_H2;f_H2O;f_CH4;f_N2;f_char_ini];
%Flujos molares iniciales en la Fase Burbuja [mol/s]
y0(1:8,2)=[f_CO;f_CO2;f_O2;f_H2;f_H2O;f_CH4;f_N2;0];

[z,y]=ode113('transferencia',[0 zf],y0);
%z: coordenada de altura para el cálculo a lo largo del reactor [m]
%y:flujo molar [mol/s]
```

```

function [f_CO,f_CO2,f_O2,f_H2,f_H2O,f_CH4,f_N2,f_char_ini,...
         ce0,cb0,g_inicial]=parametros_reaccion_inicial

global f_O2_est rhog Area ER xmv PM_C PM_H PM_O PM_CO PM_H2 PM_CO2...
      PM_O2 PM_CH4 PM_H2O PM_N2 PM_char PM_aire w ash MC

[umf,u0,db0,dbm,ubr_ini]=Wen_Mori;
%Cálculo de parámetros de reacción iniciales
%Caudal de aire real
Qaire=u0*Area;           %[m3/s]
m_aire=Qaire*rhog        %[kg/s] ec. 3.33
f_aire=m_aire/(PM_aire); %[mol/s] ec. 3.72

%Gasto másico de oxígeno y nitrógeno [kg/s]
f_O2=f_aire*0.21;
f_N2=f_aire*0.79;

%Composición de la biomasa a partir del paper de Yan (reactor Winkler)
% Fracciones másicas
xC=64.7;
xH=4.9;
xO=24;
xN=0.5;
xS=1;

%Gasto másico Biomasa [kg/s] biomasa alimentada
m_biomasa=(m_aire)/(ER*((xC+xH/4-xO/2)*...
      (2*16+3.76*2*14)/((xC*12+xH*1+xO*16+xN*14)))) % ec. 3.31
%Gasto másico Biomasa Seca sin humedad ni cenizas [kg/s]
m_biomasa_seca=m_biomasa*(1-w)*(1-ash);           % ec. 3.32

```

```

%Composición de productos volátiles
%[CO CO2 O2 H2 H2O CH4 N2]
xmv_CO=0.428-2.653*xmv+4.845*xmv^2;           % ec. 3.65
xmv_CO2=0.135-0.9*xmv+1.906*xmv^2;           % ec. 3.66
xmv_H2=0.157-0.868*xmv+1.388*xmv^2;          % ec. 3.67
xmv_H2O=0.409-2.389*xmv+4.554*xmv^2;         % ec. 3.68
xmv_CH4=0.201-0.469*xmv+0.241*xmv^2;         % ec. 3.69
xtar=1-xmv_CO-xmv_H2-xmv_CO2-xmv_CH4-xmv_H2O; % ec. 3.70
xmv_gas=[xmv_CO xmv_CO2 0 xmv_H2 xmv_H2O xmv_CH4 0];

%Gasto másico de volátiles por especie [kg/s] ec. 3.71
m_CO=m_biomasa_seca*xmv_CO;
m_H2=m_biomasa_seca*xmv_H2;
m_CO2=m_biomasa_seca*xmv_CO2;
m_CH4=m_biomasa_seca*xmv_CH4;
m_H2O=m_biomasa_seca*xmv_H2O;
m_char_ini=m_biomasa_seca*xtar;

%Flujo molar de char
f_char_ini=m_char_ini/PM_C; % ec. 3.72

%Flujo molar de volátiles por especie [mol/s] ec. 3.72
f_CO=m_CO/PM_CO;
f_H2=m_H2/PM_H2;
f_CO2=m_CO2/PM_CO2;
f_CH4=m_CH4/PM_CH4;
f_H2O=m_H2O/PM_H2O;

%[CO CO2 O2 H2 H2O CH4 N2 char]
f_vol_e=[f_CO; f_CO2; f_O2; f_H2; f_H2O; f_CH4; f_N2; f_char_ini];
f_vol_b=[f_CO; f_CO2; f_O2; f_H2; f_H2O; f_CH4; f_N2; 0];

%Concentraciones [CO CO2 O2 H2 H2O CH4 N2]
%Concentración inicial fase emulsión [mol/m3]
ce0=f_vol_e/(Area*umf); % ec. 3.73
%Concentración inicial fase burbuja [mol/m3]
cb0=f_vol_b/(Area*ubr_ini); % ec. 3.74
%gasto másico inicial para calcular el error en el balance de masa
g_inicial=2*(f_CO*PM_CO+f_H2*PM_H2+f_CO2*PM_CO2+f_CH4*PM_CH4+f_H2O*...
    PM_H2O+f_O2*PM_O2+f_N2*PM_N2)+f_char_ini*PM_char;

```

```

function gasificacion
clear all
%1. MODELADO
%Pesos moleculares [kg/mol]
global PM_CO PM_H2 PM_CO2 PM_O2 PM_CH4 PM_H2O PM_N2 PM_char Hexp Ru

%Datos de partida
[PM_CO,PM_char,PM_H2,PM_CO2,PM_CH4,PM_H2O,PM_O2,PM_N2,PM]=Pesos_moleculares;
[T,P,Rg,g,mu_aire,rhog,f_O2_est]=Datos;

%Relativo al reactor
[D,Area,nd,rel_H_D,H,z0,z]=Reactor;

tabla1=[D H nd T P];
%D: diámetro del reactor
%H: altura del lecho antes de la expansión
%nd: número de orificios en la superficie del distribuidor
%T: temperatura en grados Kelvin dentro del reactor
%P: presión en Pascales dentro del reactor
disp('Tabla 1=datos de partida');
fprintf('.....D (m)\tH lecho min fluidizacion (m)\t.....nd\t.....T (K)\t.....P (Pa)\n');
fprintf('%18.2f\t%18.2f\t%18.0f\t%18.0f\t%18.0f\n',tabla1);

%Relativo al lecho
[epsmf,dp,a_s,rhos,fi,phis,ros_r,xmv,MC]=Lecho;
%Cálculo n° Reynolds
[Re_mf]=minima_fluidizacion;
%Variables de operación
[EF,ER]=Operacion;

g_final_reactor=(fe(:,1)+fb(:,1)).*PM_CO+(fe(:,2)+fb(:,2)).*PM_CO2+...
(fe(:,3)+fb(:,3)).*PM_O2+(fe(:,4)+fb(:,4)).*PM_H2+(fe(:,5)+...
fb(:,5)).*PM_H2O+(fe(:,6)+fb(:,6)).*PM_CH4+(fe(:,7)+...
fb(:,7)).*PM_N2+(fe(:,8)+fb(:,8)).*PM_char;

porcentaje_diferencia_gasto_reactor=(g_final_reactor-g_inicial).*100/g_inicial;

% Presentación de resultados
tabla6=[fe(n,1) fe(n,2) fe(n,3) fe(n,4) fe(n,5) fe(n,6) fe(n,7) fe(n,8)];
disp('Tabla6=Flujos molares finales en la Fase Emulsion (mol/s)');
fprintf('      Flujo molar CO\t Flujo molar CO2\t Flujo molar O2\t Flujo molar H2\t Flujo molar H
fprintf('%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\n',tabla6);

tabla7=[fb(n,1) fb(n,2) fb(n,3) fb(n,4) fb(n,5) fb(n,6) fb(n,7) fb(n,8)];
disp('Tabla7=Flujos molares finales en la Fase Burbuja (mol/s)');
fprintf('      Flujo molar CO\t Flujo molar CO2\t Flujo molar O2\t Flujo molar H2\t Flujo molar H2
fprintf('%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\n',tabla7);
%-----
% base seca
base_seca_CO=100*(y(:,9))./(y(:,9)+y(:,10)+y(:,11)+y(:,12)+y(:,14)+y(:,15)+y(:,16));
base_seca_CO2=100*(y(:,10))./(y(:,9)+y(:,10)+y(:,11)+y(:,12)+y(:,14)+y(:,15)+y(:,16));
base_seca_H2=100*(y(:,12))./(y(:,9)+y(:,10)+y(:,11)+y(:,12)+y(:,14)+y(:,15)+y(:,16));
base_seca_CH4=100*(y(:,14))./(y(:,9)+y(:,10)+y(:,11)+y(:,12)+y(:,14)+y(:,15)+y(:,16));
base_seca_N2=100*(y(:,15))./(y(:,9)+y(:,10)+y(:,11)+y(:,12)+y(:,14)+y(:,15)+y(:,16));
base_seca_CHAR=100*(y(:,16))./(y(:,9)+y(:,10)+y(:,11)+y(:,12)+y(:,14)+y(:,15)+y(:,16));

```

```

%Presentacion de resultados
tabla8=[base_seca_CO(n),base_seca_CO2(n),base_seca_H2(n),...
        base_seca_CH4(n),base_seca_N2(n),base_seca_CHAR(n)];
disp('Tabla8=% en base seca del syngas');
fprintf('          CO\t          CO2\t          H2\t          CH4\t
fprintf('%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\n',tabla8);
% base molar
base_molar_CO=100*(fb(n,1))/(fb(n,1:8));
base_molar_CO2=100*(fb(n,2))/(fb(n,1:8));
base_molar_H2=100*(fb(n,4))/(fb(n,1:8));
base_molar_CH4=100*(fb(n,6))/(fb(n,1:8));
base_molar_N2=100*(fb(n,7))/(fb(n,1:8));
base_molar_CHAR=100*(fb(n,8))/(fb(n,1:8));
base_molar_O2=100*(fb(n,3))/(fb(n,1:8));
tabla9=[base_molar_CO,base_molar_CO2,base_molar_H2,base_molar_CH4,base_molar_N2,...
        base_molar_CHAR,base_molar_O2];
disp('Tabla9=% en base molar del syngas');
fprintf('          CO\t          CO2\t          H2\t          CH4\t
fprintf('%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\t%18.2f\n',tabla9);
%-----
%Cálculo del poder calorífico del gas ec. 5.1
PCI=(base_seca_CO(n)*12.63+base_seca_H2(n)*10.8+base_seca_CH4(n)*35.9)/100;
%Presentación de resultados
tabla8=[PCI];
disp('Poder calorífico inferior del syngas en MJ/Nm3');
fprintf('%18.2f\n',tabla8);

figure(4)%Error balance de masa
plot(z,porcentaje_diferencia_gasto_reactor,'r-')
grid on
title('Error en el balance de materia')
xlabel('altura del reactor (m)')
ylabel('% Error')

[Crif]=gas_solido;
figure(5)%Coeficiente de reactividad del char
plot(z,Crif,'r-')
grid on
zoom on
title('Char Reactivity Factor')
xlabel('altura del reactor z (m)')
ylabel('Crif')
end

```